

TRABAJO FIN DE MASTER

DISEÑO DEL TREN DE LICUACIÓN CONOCO PHILLIPS DE 5 MTPA DE CAPACIDAD EN PLANTA BIDIRECCIONAL DE GAS NATURAL

TRABAJO FIN DE MASTER
PARA LA OBTENCIÓN DEL
TÍTULO DE MASTER EN
INGENIERÍA DE LA ENERGÍA

FEBRERO 2016

Iñigo Benito Aznar

DIRECTOR DEL TRABAJO FIN DE MASTER:
Enrique Querol Aragón

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE
INGENIEROS INDUSTRIALES

Titulación: Máster Universitario en
Ingeniería de la Energía

TRABAJO FIN DE MÁSTER

DEPARTAMENTO DE ENERGÍA Y
COMBUSTIBLES

DISEÑO DEL TREN DE LICUACIÓN CONOCO
PHILLIPS DE 5 MTPA DE CAPACIDAD EN
PLANTA BIDIRECCIONAL DE GAS
NATURAL

IÑIGO BENITO AZNAR

FEBRERO DE 2016

Titulación: Máster Universitario en Ingeniería de la Energía

Autorizo la presentación del proyecto

**DISEÑO DEL TREN DE LICUACIÓN CONOCO PHILLIPS DE 5 MTPA DE
CAPACIDAD EN PLANTA BIDIRECCIONAL DE GAS NATURAL**

Realizado por
Iñigo Benito Aznar

Dirigido por
Enrique Querol Aragón

Firmado: Prof. Enrique Querol Aragón

Fecha: 5 Febrero 2016

Agradecimientos

En primer lugar, quiero dar las gracias a Enrique, mi tutor de proyecto, por sus conocimientos, paciencia, dedicación y las grandes facilidades que me ha dado en todo momento.

A mis amigos y compañeros de master, en especial a Jorge, Marcos, y Aitor, por echarme una mano siempre que lo he necesitado.

Y como no, a mi familia, amigos y compañeros de trabajo por todo su apoyo y consideración.

Documento n°1: MEMORIA

1. OBJETIVO Y ALCANCE DEL PROYECTO	1
2. ANTECEDENTES.....	2
2.1 Situación actual del GNL en EEUU.....	2
2.2 Descripción de las instalaciones de GNL.....	2
2.2.1 Planta de Licuación.....	2
2.2.2 Terminal de regasificación.....	6
2.3 Tecnologías de licuefacción.....	12
2.3.1 Proceso Air Products C3/MR.....	14
2.3.2 Proceso Conoco-Phillips Optimizado	17
2.3.3 Proceso Linde en cascada de fluido mixto (MFC).....	20
2.3.4 Procesos Shell	23
2.3.5 Proceso Liquefin de Axens	24
3. CARACTERÍSTICAS GENERALES DEL PROYECTO	26
4. BASES DE DISEÑO.....	30
4.1 Especificaciones del gas de alimentación	30
4.2 Especificaciones del GNL.....	32
4.3 Especificaciones de planta	33
4.4 Consideraciones ambientales	33
4.5 Definición de la Simulación.....	34
4.5.1 Ciclo de propano	36
4.5.2 Ciclo de etileno	42
4.5.3 Ciclo de metano	46
4.5.4 Zona de expansión final	50
5. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	51
5.1 GNL producido	51
5.2 Intercambiadores atmosféricos.....	52
5.3 Intercambiadores criogénicos.....	54
5.4 Compresores.....	56
5.5 Turbinas.....	59
6. PLANIFICACIÓN DEL PROYECTO.....	61
6.1 Fases del proyecto	61
6.1.1 Selección del emplazamiento.....	62
6.1.2 Anteproyecto.....	62
6.1.3 Ingeniería básica (FEED).....	62

6.1.4	Contratos de gas natural y GNL.....	62
6.1.5	Contrato de EPC	62
6.2	Calendario Laboral.....	63
6.3	Diagrama de Gantt	63
7.	BIBLIOGRAFÍA	67

Documento n° 2: ANÁLISIS ECONÓMICO

1.	COSTES DEL PROYECTO.....	1
1.1	Coste métrico	1
1.2	Costes fijos.....	2
1.3	Costes variables.....	2
2.	INGRESOS BRUTOS	3
3.	FINANCIACIÓN.....	4
4.	FLUJO DE CAJA.....	5
5.	VAN, TIR Y ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	6
6.	BIBLIOGRAFÍA	8

ÍNDICE DE FIGURAS

Documento n°1: Memoria

Figura 2. 1. Esquema simplificado de una planta de GNL.	3
Figura 2. 2. Esquema de procesos de acondicionamiento del gas antes de entrar al tren de licuación.....	4
Figura 2. 3. Ciclo frigorífico común.	5
Figura 2. 4. Diagrama de flujo típico de una planta de regasificación.....	7
Figura 2. 5. Esquema del sistema de recuperación de BOG generado en una regasificadora. .	9
Figura 2. 6. Esquema de un vaporizador de agua de mar (ORV).	10
Figura 2. 7. Tuberías de PRFV (plástico reforzado con fibra de vidrio) de bombeo de agua de mar a vaporizadores.....	10
Figura 2. 8. Vaporizador de combustión sumergida (SCV).....	11
Figura 2. 9. Estación de Regulación y Medida (ERM).	12
Figura 2. 10. Curva de Temperatura-Entalpía del proceso Air Products C3/MR.	15
Figura 2. 11. Diagrama de flujo del proceso Air Products C3/MR.....	15
Figura 2. 12. Diagrama de flujo del proceso Dual MR (DMR) de Air Products.	16
Figura 2. 13. Diagrama de flujo del proceso APCI AP-X.....	16
Figura 2. 14. Distintas tecnologías de APCI y sus capacidades de operación, en MTPA.	17
Figura 2. 15. Curvas Temperatura-Entalpía para el proceso de enfriamiento con tres ciclos y sin cascadas de presión.	18
Figura 2. 16. Curvas Temperatura-Entalpía con tres ciclos y tres saltos de presión en cada refrigerante.....	19
Figura 2. 17. Diagrama de flujo de proceso Conoco-Phillips.	20
Figura 2. 18. Intercambiador de calor tipo placas y aletas (Plate & Fin).....	21
Figura 2. 19. Intercambiador de calor <i>coil-wound</i> utilizado en los procesos de Air Products y Linde MFC.	22
Figura 2. 20. Esquema del proceso de licuación Linde MFC.	23
Figura 2. 21. Diagrama de flujo del proceso DMR de Shell.....	24
Figura 2. 22. Esquema del proceso Liquefin de Axens.....	25
Figura 3. 1. Producción total de gas natural en EEUU según cuatro casos de estudio, años 2005-2040.....	26
Figura 3. 2. Vista de pájaro de la planta Sabine Pass LNG, incluyendo los trenes de licuación en proceso de construcción.....	27
Figura 3. 3. Ubicación de la planta.....	29
Figura 4. 1. Recorrido del gasoducto Creole Trail y conexión con Sabine Pass.	31
Figura 4. 2. Diagrama de flujo de la simulación con los ciclos de propano (preenfriamiento), etileno (licuación) y metano (subenfriamiento) diferenciados. Las líneas continuas	

representan corrientes de líquido, mientras que las discontinuas hacen referencia a corrientes de gas puro.	35
Figura 4. 3. Diagrama Presión-Temperatura para cada uno de los refrigerantes utilizados por la tecnología Conoco-Phillips.	37
Figura 5. 1. Tipo de compresor recomendado por GE en función de la presión de descarga y el caudal volumétrico de entrada.	58
Figura 5. 2. Diagrama de un compresor axial de tipo AN.	58
Figura 5. 3. Diagrama de un compresor centrífugo de tipo BCL, empleado en el ciclo de metano.	59
Figura 5. 4. Configuración compresor-turbina utilizada en los ciclos de refrigeración.	60
Figura 5. 5. Configuración “2 trenes en 1” de la licencia Conoco Phillips.	60
Figura 6. 1. Diagrama de Gantt del proyecto del tren de licuación Conoco Phillips de 5 MTPA.	66

Documento n°2: Análisis Económico

Figura 1. 1. Evolución del coste métrico entre los años 1970 y 2015.	2
Figura 5. 6. Análisis de sensibilidad para el VAN del proyecto.	7
Figura 5. 7. Análisis de sensibilidad para el TIR del proyecto.	7

INDICE DE TABLAS

Documento n°1: Memoria

Tabla 2. 1. Principales proyectos de licuefacción de gas natural en el mundo.	13
Tabla 4. 1. Condiciones de presión y temperatura del gas de alimentación a la entrada del proceso.	31
Tabla 4. 2. Composición del gas entrante después del proceso de acondicionamiento.	31
Tabla 4. 3. Composiciones de GNL en función de su procedencia.	32
Tabla 4. 4. Especificaciones del GNL.	32
Tabla 4. 5. Valores de presión y temperatura de la corriente de gas a la salida del ciclo de preenfriamiento.	36
Figura 4. 3. Diagrama Presión-Temperatura para cada uno de los refrigerantes utilizados por la tecnología Conoco-Phillips.	37
Tabla 4. 6. Equipos que forman el ciclo de preenfriamiento con propano.	37
Tabla 4. 7. Condiciones de caudal, presión y temperatura de la corriente de propano en el ciclo de preenfriamiento (corriente 40107 en el diagrama).	38
Tabla 4. 8. Temperaturas de salida de los evaporadores del ciclo de propano.	38
Tabla 4. 9. Valores de presión de salida de las válvulas del ciclo de propano.	39
Tabla 4. 10. Valores de presión de salida de los compresores del ciclo de propano.	39
Tabla 4. 11. Variables de diseño del intercambiador atmosférico H3 del ciclo de preenfriamiento.	40
Tabla 4. 12. Valores de fracción de separación para los splitters del ciclo de preenfriamiento.	40
Tabla 4. 13. Resumen de las variables de diseño del ciclo de preenfriamiento.	41
Tabla 4. 14. Valores de presión y temperatura de la corriente de gas a la salida del ciclo de etileno.	42
Tabla 4. 15. Equipos que forman el ciclo de licuación con etileno.	42
Tabla 4. 16. Condiciones de caudal, presión y temperatura de la corriente de etileno en el ciclo de licuación (corriente 30107 en el diagrama).	43
Tabla 4. 17. Temperaturas de salida de los evaporadores del ciclo de etileno.	43
Tabla 4. 18. Valores de presión de salida de las válvulas del ciclo de etileno.	44
Tabla 4. 19. Valores de presión de salida de los compresores del ciclo de etileno.	44
Tabla 4. 20. Variables de diseño del intercambiador atmosférico H2 del ciclo de licuación.	44
Tabla 4. 21. Fracción de separación para el splitter del ciclo de licuación.	44
Tabla 4. 22. Resumen de las variables de diseño del ciclo de licuación.	45
Tabla 4. 23. Valores de presión y temperatura de la corriente de gas a la salida del ciclo de metano.	46
Tabla 4. 24. Equipos que forman el ciclo de subenfriamiento con metano.	46

Tabla 4. 25. Condiciones de caudal, presión y temperatura de la corriente de metano en el ciclo de licuación (corriente 20107 en el diagrama).....	47
Tabla 4. 26. Temperaturas de salida de los evaporadores del ciclo de metano.....	47
Tabla 4. 27. Valores de presión de salida de las válvulas del ciclo de metano.....	47
Tabla 4. 28. Valores de presión de salida de los compresores del ciclo de metano.....	48
Tabla 4. 29. Variables de diseño del intercambiador atmosférico H1 del ciclo de subenfriamiento.....	48
Tabla 4. 30. Fracción de separación del splitter del ciclo de subenfriamiento.....	48
Tabla 4. 31. Resumen de las variables de diseño del ciclo de subenfriamiento.....	49
Tabla 4. 32. Equipos integrantes de la zona final de expansión.....	50
Tabla 4. 33. Variables de los equipos de la zona de expansión final.....	50
Tabla 5. 1. Parámetros de la corriente producto de GNL.....	51
Tabla 5. 2. Composición final del GNL producido.....	51
Tabla 5. 3. Resultados del dimensionamiento del intercambiador atmosférico H1.....	52
Tabla 5. 4. Resultados del dimensionamiento del intercambiador atmosférico H2.....	53
Tabla 5. 5. Resultados del dimensionamiento del intercambiador atmosférico H3.....	53
Tabla 5. 6. Resultados obtenidos en el dimensionamiento de los intercambiadores criogénicos.....	55
Tabla 5. 7. Características de los compresores diseñados en la simulación.....	56
Tabla 5. 8. Resumen de compresores utilizados en los tres ciclos y sus respectivas condiciones.....	57
Tabla 6. 1. Festividades del calendario laboral del estado de Luisiana.....	63

Documento n°2: Análisis Económico

Tabla 2. 2. Ingresos anuales brutos en \$ del tren de licuación Conoco Phillips.....	3
Tabla 3. 1. Datos de financiación del proyecto de tren de licuación Conoco-Phillips.....	4
Tabla 5. 9. VAN y TIR del tren de licuación Conoco-Phillips de 5 MTPA.....	6
Tabla 5. 10. Valores de VAN y TIR obtenidos al modificar la producción y el precio del GNL.....	6

Resumen

Este proyecto se basa en la elaboración de la ingeniería básica de un tren de licuación Conoco Phillips de 5 MTPA de capacidad. Dicho tren forma parte del proceso de adaptación de una planta regasificadora actual (Sabine Pass, EE.UU) a una planta bidireccional capaz de exportar GNL a $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 1 atm de presión. Para poder llevar a cabo la simulación del proceso se ha utilizado el programa Aspen Plus, cuyos resultados se muestran y analizan a lo largo de todo el proyecto.

Además, se ha realizado el dimensionamiento de los equipos principales, como los intercambiadores de calor, mediante la herramienta Aspen Exchanger Design & Rating y se han elegido algunos de los equipos comerciales en base a los datos obtenidos. Por otro lado, se han llevado a cabo un análisis económico que estudia la rentabilidad del proyecto y una planificación del mismo, utilizando el programa Microsoft Project.

Abstract

This current project aims to devise the Front End Engineering Design of a Conoco Phillips liquefaction train, with a capacity of 5 MTPA. This train is part of the adaptation project, from a real regasification terminal (Sabine Pass, EE.UU) to a new bidirectional one, able to export LNG at $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$ and 1 atm. Regarding software, Aspen Plus was used in order to simulate the process. The results, and further analysis on them, are detailed in the project.

In addition, potential adequate equipment has been chosen with the help of software-based calculations, like Aspen Exchanger Design & Rating tool. Also, an economic analysis on the return and a project plan using Microsoft Project have been included in this proposal.

Proyecto: **DISEÑO DEL TREN DE LICUACIÓN CONOCO PHILLIPS DE
5 MTPA DE CAPACIDAD EN PLANTA BIDIRECCIONAL DE GAS
NATURAL**

DOCUMENTO N° 1: MEMORIA

1. OBJETIVO Y ALCANCE DEL PROYECTO

El objetivo de este proyecto es la simulación mediante el software de procesos Aspen Plus de un tren de licuación Conoco-Phillips de 5 MTPA de capacidad. Este tren formará parte de las instalaciones de una regasificadora actual, con lo cual será necesario comprender las distintas áreas en las que se divide una planta de este tipo, así como las diferentes tecnologías de licuación existentes.

Por tanto, el alcance del proyecto cubrirá los siguientes aspectos:

- Simulación del tren de licuación Conoco-Phillips
- Análisis de resultados
- Dimensionamiento de equipos
- Elección de equipos comerciales
- Análisis económico del proceso

2. ANTECEDENTES

2.1 SITUACIÓN ACTUAL DEL GNL EN EEUU

La obtención de gas natural mediante la explotación no convencional de fracturación hidráulica, más comúnmente conocida como “fracking”, ha supuesto un cambio de paradigma en la técnica de extracción de hidrocarburos. Como bien es conocido, esta tecnología se basa en la ruptura de la roca madre (pizarras o esquistos) para recoger el gas natural atrapado en ella. En Estados Unidos y Canadá, el precio del barril de petróleo superior a los 100 dólares ha hecho rentable la implementación de pozos no convencionales, los cuales requieren elevados costes de inversión inicial y mantenimiento. Concretamente, el coste de extracción de un barril de crudo proveniente de yacimientos no convencionales es 10 veces mayor que el de un barril convencional.

Según el DOE, la producción diaria actual de petróleo y gas en EE.UU asciende a unos 15 millones de barriles de gas y 10 millones de petróleo, lo cuál coloca a EEUU a la cabeza de la producción de gas mundial. Será en el 2019 cuando se convierta en el máximo productor de petróleo del planeta, por delante de Rusia y Arabia Saudí. La revolución del “fracking” no sólo ha reducido drásticamente las importaciones de petróleo y gas a América del Norte, sino que han planteado incluso la posibilidad de que Estados Unidos pueda exportar al resto del mundo, compitiendo directamente con los principales países productores.

En este escenario surge la necesidad de construir infraestructuras que permitan dicho desarrollo, como son puertos más grandes, oleoductos y gasoductos, refinerías, plantas de almacenamiento de gas y plantas de licuación. Asimismo, una de las propuestas que está tomando más relevancia dentro de la remodelación del sistema gasista es la de incluir trenes de licuación en plantas regasificadoras actuales, de modo que se pueda operar en una u otra dirección. A este tipo de plantas se les conoce con el nombre de bidireccionales y son el objeto de estudio de este proyecto.

2.2 DESCRIPCIÓN DE LAS INSTALACIONES DE GNL

Dado que este Trabajo de Fin de Master trata sobre la adaptación de una planta regasificadora a una de licuación, conviene describir las instalaciones principales que conforman la cadena del GNL para así poder tener una visión conjunta del proceso global.

2.2.1 Planta de Licuación

En el primer eslabón de la cadena se sitúan las plantas de licuación, donde básicamente se recoge por gasoducto el gas natural en estado gaseoso procedente del yacimiento y se licúa para su posterior exportación por vía marítima.

El proceso de licuación se realiza mediante intercambiadores de calor en contacto con

refrigerantes cada vez más fríos. La composición de estos refrigerantes es tanto más ligera cuanto más baja es la temperatura a alcanzar. Es bastante frecuente incluir un descenso de la presión al final del tren de licuación (efecto Joule-Thomson), para así poder alcanzar la temperatura de transporte de GNL (-163 °C).

Además de la licuación, una planta convencional cuenta con las siguientes unidades de proceso (Figura 2. 1):

- Recepción del gas
- Acondicionamiento del gas.
- Proceso de licuación.
- Almacenamiento.
- Muelle de carga.

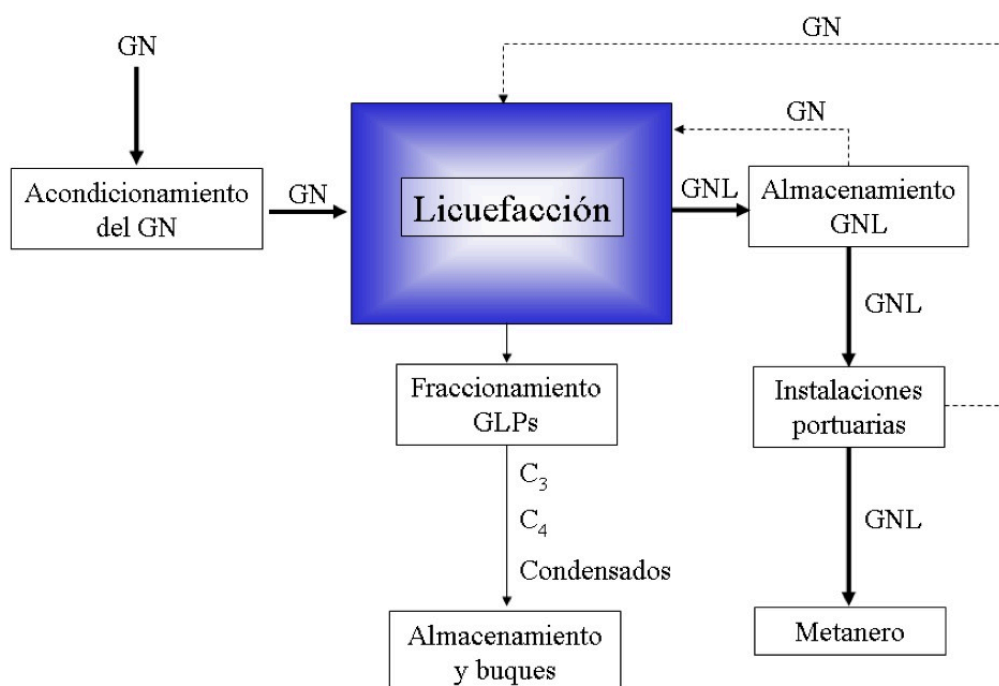


Figura 2. 1. Esquema simplificado de una planta de GNL.

2.2.1.1 Recepción del gas natural

Las condiciones de recepción del gas, tales como composición, presión y caudal, son estrictamente recogidas por contrato. Así, es necesario verificar los valores de recepción reales a la entrada de la planta.

La Estación de Regulación y Medida (ERM) instalada para tal fin incluye caudalímetros, manómetros y cromatógrafos. Es habitual incluir compresores de gas natural tras la ERM a la

entrada de la planta, para asegurar la presión mínima de admisión al tren de licuación.

2.2.1.2 Acondicionamiento del gas

Una vez conocidas las condiciones de entrada del gas, se hace necesario incluir una serie de procesos que preparen el gas para ser licuado y eviten problemas aguas abajo.

En primer lugar, se filtran aquellas partículas sólidas que pueda arrastrar el gas. A continuación, se eliminan los gases ácidos causantes de corrosión en equipos y tubería metálicos (CO_2 y H_2S). Además, el CO_2 solidificaría a la temperatura de GNL, obstruyendo equipos y dificultando el proceso. Por el mismo motivo, el gas se somete a un proceso de deshidratación que elimina el agua de su composición. Por último, se elimina el mercurio por ser altamente dañino para el aluminio, metal del que se construyen la mayoría de intercambiadores criogénicos.

Finalmente, se separan por fraccionamiento los compuestos más pesados (C_2+), cuya revalorización en el mercado es superior a la del gas natural. La Figura 2. 2 muestra un esquema de los procesos descritos previamente.

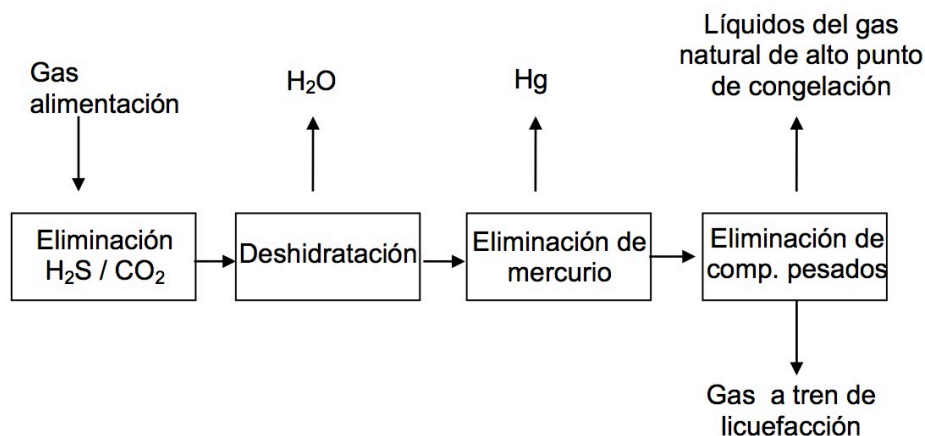


Figura 2. 2. Esquema de procesos de acondicionamiento del gas antes de entrar al tren de licuación.

A continuación se muestran las unidades más comúnmente utilizadas en cada una de las etapas de acondicionamiento del gas:

- Eliminación $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$: Absorción con aminas.
- Deshidratación del gas: Columnas de adsorción en paralelo.
- Eliminación de Hg: Columnas de carbón activo en paralelo.

2.2.1.3 Proceso de licuación

Una vez preparado y acondicionado el gas a tratar, este se dirige al tren de licuación donde se enfría hasta los $-163\text{ }^\circ\text{C}$. Cada tren dispone de varios ciclos de refrigeración con refrigerantes cada vez más ligeros, tal y como se ha comentado previamente.

Los ciclos frigoríficos en los que se basa dicho proceso constan de varias etapas sucesivas

(Figura 2. 3): evaporación (5 a 1), compresión (1 a 2), condensación (2 a 4) y expansión (4 a 5). El refrigerante empleado en cada ciclo absorbe el calor cedido por el gas natural y se evapora, para posteriormente condensarse evacuando calor al aire u otra sustancia. Las etapas de evaporación y condensación tienen lugar en intercambiadores de calor, frecuentemente llamados evaporadores, mientras que la expansión y compresión se llevan a cabo en válvulas de expansión y compresores, respectivamente.

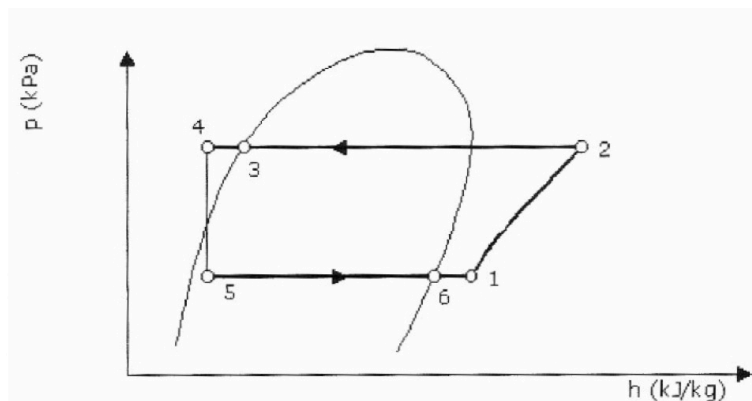


Figura 2. 3. Ciclo frigorífico común. [15]

Cuanto más baja sea la presión de salida de la válvula de expansión, menor será la temperatura del refrigerante y mayor intercambio de calor habrá con la corriente de gas. Sin embargo, se procura que la presión mínima del ciclo sea siempre ligeramente superior a la atmosférica, para que en caso de fugas o equipos mal bridados, el refrigerante fluya hacia el exterior, evitando así la formación de posibles atmósferas explosivas. De la misma manera, un refrigerante con un peso molecular más bajo presenta temperaturas de evaporación inferiores y por tanto, mayor capacidad de refrigeración.

Actualmente existen varios sistemas de licuación, todos ellos basados en el ciclo frigorífico explicado anteriormente. Las únicas diferencias entre ellos se encuentran en los distintos refrigerantes utilizados, los tipos de intercambiadores o el sistema de compresor-turbina empleado. Más adelante se explicarán en detalle las distintas tecnologías de licuación existentes (Apartado 2.3).

La unidad de medida de la capacidad de un tren de licuación es el millón de toneladas por año (MTPA). Al igual que en otros campos, el tamaño de las plantas ha aumentado con el paso del tiempo, llegando hasta los 7,7 MTPA en los trenes 6 y 7 del proyecto Rasgas II.

2.2.1.4 Almacenamiento

El GNL producido se envía a tanques de almacenamiento, donde se mantiene líquido a presión atmosférica. Debido a su baja temperatura, el almacenamiento debe tener lugar en tanques criogénicos de paredes dobles, donde el espacio anular entre las dos paredes se rellena con un aislante térmico, como puede ser la perlita. El tanque interno en contacto con el GNL está hecho de acero al 9% en Ni, especialmente resistente a las bajas temperaturas, y el tanque externo es de hormigón armado. Este material resulta ser impermeable a los vapores de gas que se pudieran producir en caso de fuga en el tanque interior.

Existen diferentes tipos de tanques de almacenamiento criogénicos en función de la capacidad:

- Tanques cilíndricos horizontales: capacidades inferiores a 1000 m³.
- Tanques esféricos: capacidades inferiores a 5000 m³.
- Tanques cilíndricos verticales: capacidades superiores a 20 000 m³.

Por lo general, es bastante habitual el uso de tanques verticales en plantas de regasificación y licuefacción, debido al gran volumen de GNL tratado en dichas instalaciones.

2.2.1.5 Muelle de carga

Desde el muelle de carga, también conocido como pantalán, se exporta el GNL que se ha producido y almacenado en la planta. El fluido se bombea desde los tanques hasta los buques metaneros donde se mantiene líquido hasta su punto de recepción. La conexión entre planta y buque se lleva a cabo mediante cuatro brazos mecánicos de carga/descarga. 2 de esos brazos se encargan de trasegar el GNL desde la planta al buque, uno de ellos bombea gas natural vaporizado desde el buque hasta el tren de licuefacción para aliviar la sobrepresión creada en el llenado de los tanques del metanero. Por último, uno de los brazos es mixto, es decir, en operación normal trasiega líquido, pero en caso de fallo del brazo de vapor puede trasegar gas.

Para poder realizar la operación de transvase de manera segura, el muelle de atraque cuenta con varias protecciones que evitan que el casco del buque choque de manera directa con el muelle. Asimismo, los brazos de descarga deben ser capaces de rotar levemente durante la operación para poder adecuarse a los ligeros vaivenes del buque en el mar. En caso de que el movimiento del barco sea muy pronunciado, los brazos cuentan con un sistema de seguridad que desconecta automáticamente las tuberías interrumpiendo la descarga.

La diferencia de presión generada entre las bombas primarias de GNL y los tanques de almacenamiento del buque hacen circular el líquido desde un punto a otro. Actualmente, la industria requiere que la carga/descarga completa de un metanero ocurra en un tiempo de entre 12 y 18 h, lo que hace que los caudales de descarga se encuentren entre los 12000 m³/h y 18000 m³/h.

2.2.2 Terminal de regasificación

Las plantas regasificadoras constituyen el punto de recepción del GNL transportado por los buques metaneros. Una vez atracado y descargado, el GNL es almacenado en tanques atmosféricos, muy similares a los de las plantas de licuefacción, y posteriormente regasificado para poder ser inyectado en la red de gasoductos. Antes de dar salida al gas natural, este debe ser correctamente odorizado y medido. En caso de necesitarlo, el GNL puede ser enviado directamente a plantas satélite mediante camiones o vagones cisterna (Figura 2. 4).

Al igual que las plantas de licuefacción, las regasificadoras cuentan con varias zonas diferenciadas dentro de la instalación. Así, se pueden distinguir:

- Atraque.
- Sistema de descarga.
- Sistema de almacenamiento.
- Sistema de bombeo.
- Sistema de gestión del Boil Off Gas.
- Vaporización del GNL.
- Odorización y medida.
- Cargadero de cisternas

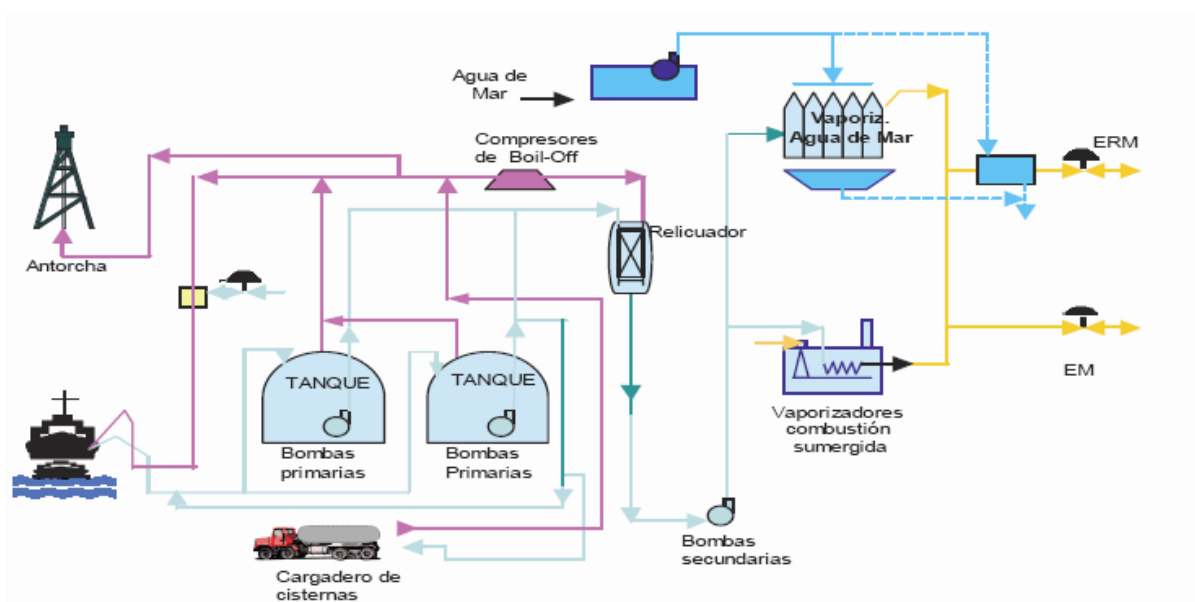


Figura 2. 4. Diagrama de flujo típico de una planta de regasificación. [37]

2.2.2.1 Atraque y sistema de descarga

La manera de descargar el GNL del buque es análoga a la carga en plantas de licuefacción, explicada anteriormente. En caso de ser posible, la zona de atraque se sitúa contigua a las instalaciones de la terminal. Si por el contrario la profundidad del mar es insuficiente en esa zona, deberá construirse un embarcadero o isla de atraque en zonas más profundas que permitan el atraque de buques de gran caladero. La conexión a tierra se realiza mediante tuberías sobre pasarela o por túnel submarino.

2.2.2.2 Sistema de almacenamiento

A rasgos generales, las plantas de regasificación modernas cuentan con varios tanques de

150 000 m³ de capacidad, los cuáles pueden ser de los siguientes tipos:

- Depósitos aéreos a presión atmosférica con recipiente interno, capaz de contener el GNL y resistir la carga hidroestática del líquido, y recipiente externo, metálico o de hormigón.
- Depósitos aéreos de “membrana”, en los que el contenedor primario es metálico con chapa delgada de pequeño espesor. La carga hidroestática del líquido se transmite al recipiente externo, construido de hormigón.
- Depósitos construidos bajo tierra según una de las variantes antes mencionadas, previa excavación en el terreno.

Los tanques de almacenamiento cuentan con tuberías de llenado superiores e inferiores, empleándose una u otra en función de la densidad del GNL que se vaya a introducir y la densidad del GNL que se encuentre en el interior del tanque. De esta manera se favorece el mezclado y se asegura que el producto entrante al proceso sea lo más homogéneo posible.

2.2.2.3 Sistema de bombeo

Una vez que el GNL es descargado, unas bombas criogénicas situadas en el interior de los tanques de almacenamiento bombean el líquido hasta el relicuador y posteriormente a las bombas secundarias. Estas últimas se encuentran en el exterior de los tanques y completan el bombeo del fluido hacia los vaporizadores.

Las bombas primarias se colocan verticalmente sumergidas en el GNL del tanque, en el interior de unos pozos que se comunican con la parte exterior. Dichos pozos disponen de unas válvulas de pie que se abren con el peso de la bomba, y se cierran al elevarla. Esto facilita la posibilidad de sustraer las bombas en caso de avería sin tener que detener el proceso. Por su parte, las bombas secundarias, también conocidas como de Alta Presión (AP), son igualmente bombas criogénicas y verticales.

Los motores eléctricos encargados de accionar ambos tipos de bombas, primarias y secundarias, se encuentran totalmente sumergidos en GNL, lo cuál no supone problema alguno ya que el GNL es un buen lubricante.

2.2.2.4 Sistema de gestión del Boil Off Gas

Como consecuencia de pérdidas de calor en líneas de proceso y tanques de almacenamiento, parte del GNL se vaporiza fuera de la etapa de vaporización. Anteriormente, este gas era enviado directamente a antorcha, donde se quemaba y eliminaba. En la actualidad, con normativas más restrictivas en materia de emisiones y precios del gas más ventajosos, el GN formado, conocido con el nombre de *Boil Off Gas* (a partir de ahora, BOG), se recupera y se licúa de nuevo con GNL para reinyectarlo en el proceso. La Figura 2. 5 muestra un esquema típico de este proceso, el cuál se explica a continuación.

El gas vaporizado en los tanques pasa por unos compresores, normalmente de tipo alternativo de dos etapas y con cilindros de doble efecto, que lo envían hasta el relicuador. Básicamente, este consiste en un recipiente cilíndrico que contiene rellenos que favorecen el contacto entre

las fases líquida y gaseosa. Ambas fases entran por la parte superior del relleno y únicamente sale GNL por la parte inferior, con un grado de subenfriamiento menor que a la entrada. El relleno consiste en anillos de acero inoxidable colocados aleatoriamente dentro del cilindro interior, sujetos mediante rejillas. A la entrada y salida del lecho se instalan platos distribuidores que reparten el GNL por todo el relleno.

Por el relicuador puede circular todo el caudal de GNL producido por la planta o sólo el necesario para condensar el boil-off generado. Para el primer caso el relicuador puede tener un tamaño excesivo, incrementando en gran medida su coste, por lo que esta opción suele descartarse. El objetivo principal del relicuador es aumentar la eficiencia energética de la planta, reduciendo la energía necesaria para comprimir el BOG a tan solo 9 bar, en comparación con los 50 bar a 70 bar necesarios en caso de no disponer de relicuador. Además, sirve como pulmón de las bombas secundarias, para lo cual es necesario que el GNL a la salida del relicuador esté perfectamente subenfriado y llegue totalmente líquido a dichas bombas, a fin de evitar la cavitación.

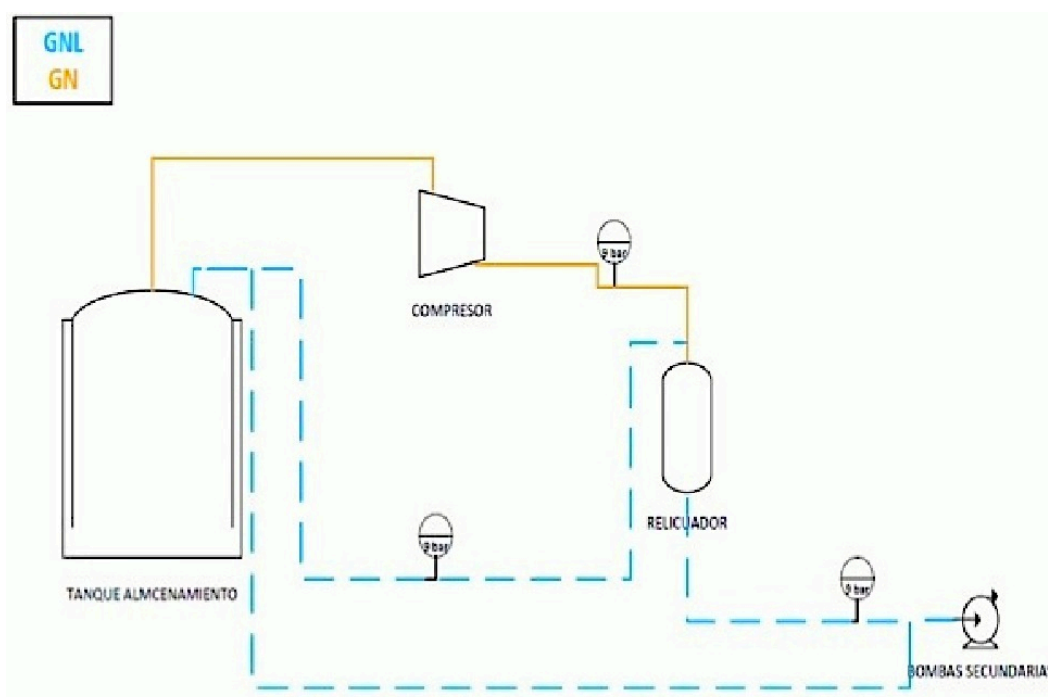


Figura 2. 5. Esquema del sistema de recuperación de BOG generado en una regasificadora.

2.2.2.5 Vaporización del GNL

Los equipos encargados de vaporizar el GNL de alta presión procedente de las bombas secundarias y calentarlo hasta una temperatura de 15 °C se conocen como vaporizadores. Estos pueden emplear el calor contenido en el agua de mar (vaporizadores de agua de mar, ORV) o bien parte del gas de BOG como combustible para generar el calor necesario para la vaporización (vaporizadores de combustión sumergida). En operación normal, se utilizan los vaporizadores de agua de mar y se reservan los de combustión sumergida para situaciones de pico de emergencia o de mantenimiento de los primeros.

El mecanismo de los ORV es relativamente sencillo: el GNL asciende por el interior de unos

tubos embebidos en paneles a lo largo de los cuales fluye el agua de mar a contracorriente. Estos tubos son de una aleación de aluminio con un recubrimiento de una aleación de aluminio y cinc, que los protege frente a la corrosión del agua de mar. Dichos tubos tienen una altura de aproximadamente 7 m y el GNL se vaporiza en los primeros 2 m. Los 5 m restantes sirven para calentar el gas natural hasta los 15 °C como mínimo (Figura 2. 6 y Figura 2. 7).

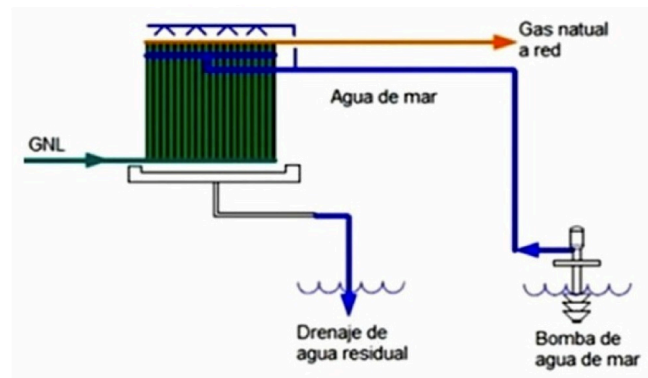


Figura 2. 6. Esquema de un vaporizador de agua de mar (ORV). [13]



Figura 2. 7. Tuberías de PRFV (plástico reforzado con fibra de vidrio) de bombeo de agua de mar a vaporizadores. [26]

En los vaporizadores de combustión sumergida, o SCV, el GNL se hace pasar por un haz de tubos sumergidos en un baño de agua (Figura 2. 8). Dicho baño es calentado por combustión de gas natural y la temperatura que alcanza es suficiente como para vaporizar todo el GNL. Este equipo tiene un consumo muy elevado (2%), en comparación al autoconsumo habitual con ORVs, que es del 0,2 %. Los vaporizadores están provistos de una línea de recirculación de GNL para mantener fría la entrada, cuando el equipo no está en funcionamiento. Existe otro tipo de vaporizador, menos utilizado, que emplea aire ambiente como fluido calefactor (vaporizador de aire ambiente, o AAV).

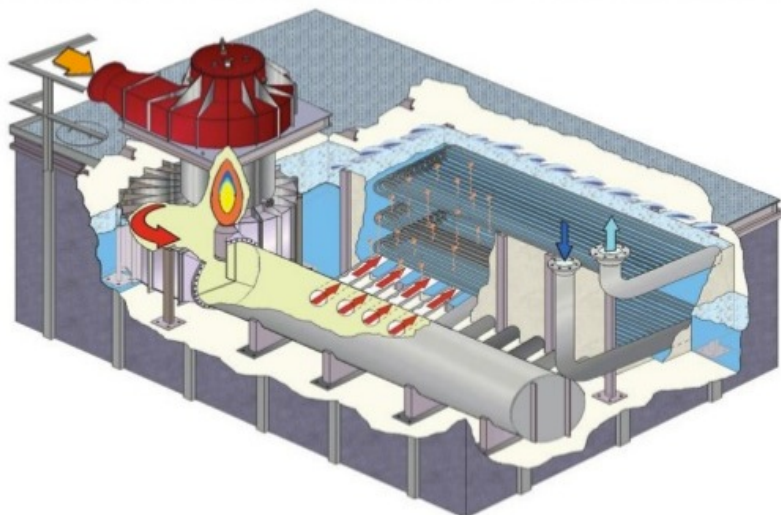


Figura 2. 8. Vaporizador de combustión sumergida (SCV). [40]

2.2.2.6 Odorización y medida

Una vez que el GNL ha sido vaporizado, este se conduce a una estación de regulación y medida (ERM), la cual consiste en un conjunto de elementos (filtros, regulador de presión, tuberías, contador, válvulas de seguridad y seccionamiento, bridas, etc.) que tienen por objeto ajustar la presión final para que no supere la del gasoducto al que se va a conectar. Igualmente, mide y controla el caudal volumétrico de gas suministrado. Sus límites están delimitados por las válvulas de seccionamiento existentes a la entrada y salida de la misma, ambas excluidas. En la imagen de la Figura 2. 9 se puede ver un ejemplo de este tipo de instalaciones.

Una vez medido, el gas se mezcla con una pequeña porción de un compuesto de azufre (tetrahidrotiofeno, THT) que le otorga un olor característico y fácilmente detectable en caso de fuga.

2.2.2.7 Cargadero de cisternas

El GNL puede ser distribuido mediante camiones cisterna a plantas satélite, donde se realiza su regasificación a pequeña escala. El cargadero es una instalación sencilla, donde se recibe el GNL impulsado directamente por las bombas primarias a través de unas líneas refrigeradas. El llenado máximo de las cisternas está limitado por el incremento de presión debido a la entrada de calor durante el trayecto. Por lo general, el llenado se limita al 85 %, valor que evita que entre en operación el venteo de alivio de presión y se libere producto a la atmósfera.



Figura 2. 9. Estación de Regulación y Medida (ERM). [29]

2.3 TECNOLOGÍAS DE LICUEFACCIÓN

La licuefacción del gas natural se remonta al siglo XIX, donde dos hitos marcaron el inicio de esta tecnología. Por un lado, los intentos de licuación de varias sustancias gaseosas por parte del químico y físico inglés Michael Faraday, y por otro lado, la invención de la primera máquina de refrigeración a compresión, de la mano del ingeniero alemán Karl von Linde. Sin embargo, no fue hasta 1941 cuando se construyó la primera planta comercial de licuefacción, en Cleveland, Ohio. Las primeras plantas de licuefacción utilizaban procesos bastante simples, como pueden ser los procesos de refrigeración en cascada o de refrigerante mixto. La capacidad de dichas plantas no excedía del millón de toneladas por año (1 MTPA). Una planta muy representativa de esta época es la de Camel, Argelia, que comenzó su producción en el año 1964.

Posteriormente, en 1972, Air Products puso en marcha el primer proceso de licuefacción de dos ciclos, con refrigerante mixto y propano preenfriado (proceso C3/MR, explicado en detalle más adelante). Esta licencia comenzó a dominar la tecnología de los procesos de licuefacción a finales de la década de los 70 y a día de hoy sigue siendo uno de los más habituales en la industria del GNL. Durante este periodo, varias empresas realizaron modificaciones al proceso original, mejorando la economía de escala, el rendimiento de los equipos e incrementando la capacidad de los trenes de licuación.

Actualmente, existen más de 20 plantas de licuefacción en operación repartidas por todo el mundo, lo que supone más de 90 trenes en funcionamiento con capacidades comprendidas entre los 1 y 7,8 MTPA. Dichas instalaciones se distribuyen en 17 países agrupados en tres regiones principales:

1. La Cuenca del Pacífico, con 95,3 MTPA de capacidad instalada, que incluye las plantas de Indonesia, Malasia, Australia, Brunei, EEUU y Rusia.

2. La Cuenca del Atlántico, con 78,7 MTPA de capacidad instalada, con instalaciones de Algeria, Nigeria, Trinidad y Tobago, Egipto, Libia, Guinea Ecuatorial y Noruega.
3. La Cuenca de Oriente Medio, con 77,5 MTPA de capacidad instalada, que incluye las plantas de Qatar, Abu Dhabi, Oman y Yemen.

Además del proceso C3/MR de Air Products, existen otras licencias que difieren del proceso original en los refrigerantes empleados o en los equipos utilizados, tal y como se ha comentado anteriormente. Los procesos más conocidos se detallan a continuación:

- Proceso Air Products: APCI processes (APCI C3/MRTM, SplitTM, APCI AP-XTM).
- Proceso de cascada Conoco-Phillips optimizado (POCPTM).
- Proceso Linde en cascada de fluido mixto, Linde Mixed Fluid Cascade Process (MFCPTM).
- Procesos Shell de doble refrigerante mixto y de refrigerante mixto en paralelo, Double Mixed Refrigerant (DMRTM) y Parallel Mixed Refrigerant (PMRTM).
- Proceso Liquefín de Axens, Axens Liquefin Process.

Tabla 2. 1. Principales proyectos de licuefacción de gas natural en el mundo. [5]

Planta	País	Año Puesta en Marcha	Capacidad Nominal (MTPA)	Nº de trenes	Tecnología empleada
Pluto LNG	Australia	2010	8,6	2	Shell C3/MR
EG LNG T2	Guinea Ecuatorial	2012	4,4	1	Conoco-Phillips Optimizado (POCP)
NIOC LNG	Irán	2010	10,0	2	Linde-Statoil MFC
Persian LNG	Irán	2011	16,0	2	Shell DMR
Pars LNG	Irán	2011	10,0	2	Axens Liquefín
NLNG SevenPlus	Nigeria	2010	8,4	1	Shell PMR
Brass LNG	Nigeria	2011	10,0	2	POCP
Atlantic LNG T5	Trinidad y Tobago	2010	5,2	1	POCP
Qatar Gas 3&4	Qatar	2010	7,8	2	APCI AP-X
Peru LNG	Perú	2010	4,0	1	APCI C3/MR
Angola LNG	Angola	2012	5,2	1	POCP
Venezuela LNG	Venezuela	2014	14,1	3	PDVSA-Linde MFC3

La Tabla 2. 1 muestra los principales proyectos actualmente en funcionamiento o construcción y las diferentes tecnologías aplicadas en cada uno de ellos (Esta tabla data del año 2010).

2.3.1 Proceso Air Products C3/MR

Por ser la licencia más ampliamente utilizada, se va a comenzar la explicación por esta tecnología. Este proceso presenta dos circuitos de refrigeración, el primero emplea propano como refrigerante y el segundo una mezcla de etano, propano, metano y nitrógeno, obtenidos como productos del fraccionamiento de los C2+. La composición de esta mezcla de refrigerantes es función de la propia composición del gas natural entrante a la planta.

Después de acondicionarse para su posterior tratamiento, el gas natural es preenfriado en el evaporador de propano en tres niveles de presión diferentes que se ajustan a la curva Temperatura-Entalpía del gas natural (Figura 2. 10). A continuación, el gas pasa por el intercambiador criogénico principal, donde entra en contacto con el refrigerante mixto y se condensa. Por su parte, el refrigerante mixto sale por la parte inferior del intercambiador a 4 bar_a y, después de comprimirse a 60 bar_a y enfriarse en el evaporador de propano, se lleva a un separador flash, donde se separa la fase líquida y la gaseosa. Ambas fases se introducen desde la parte inferior del intercambiador para que enfrien mientras ascienden. Debido al intercambio de calor con la corriente de gas natural, cuando la fase líquida del refrigerante mixto (MRL) se encuentra a media altura del intercambiador, parte del caudal entrante se evapora. Para volver a condensarlo, esta corriente se extrae del intercambiador, se expande para enfriarlo y se reintroduce en forma de lluvia que desciende por la parte inferior del cuerpo.

De la misma manera, la fase gaseosa del refrigerante mixto (MRV) pasa al segundo cuerpo del intercambiador y cuando llega a la parte superior, se extrae y se condensa mediante expansión. Una vez licuado, se vuelve a introducir en forma de lluvia, de la misma manera que con el MRL. Cuando el refrigerante mixto llega al fondo del intercambiador, su presión es de 4 bar_a y temperatura de -35 °C aproximadamente, con lo que se lleva de nuevo a las etapas de compresión y enfriamiento con propano, cerrando de esta manera el ciclo de refrigerante (Figura 2. 11). Por su parte, el gas natural circula por tubos desde la parte inferior del intercambiador y pasa por el primer cuerpo, donde se licúa, y por el segundo, donde el GNL se subenfía. Por la carcasa exterior del intercambiador cae la lluvia de refrigerante que enfría la corriente de gas.

El intercambiador utilizado en este proceso se conoce como *coil-wound heat exchanger*, y se trata de un entramado complejo de tubos de aluminio de pequeño diámetro, soportados en una carcasa exterior. Este tipo de intercambiadores ofrece una gran área de transferencia y capacidad de trabajar en un amplio rango de presiones y caudales de operación (Figura 2. 19).

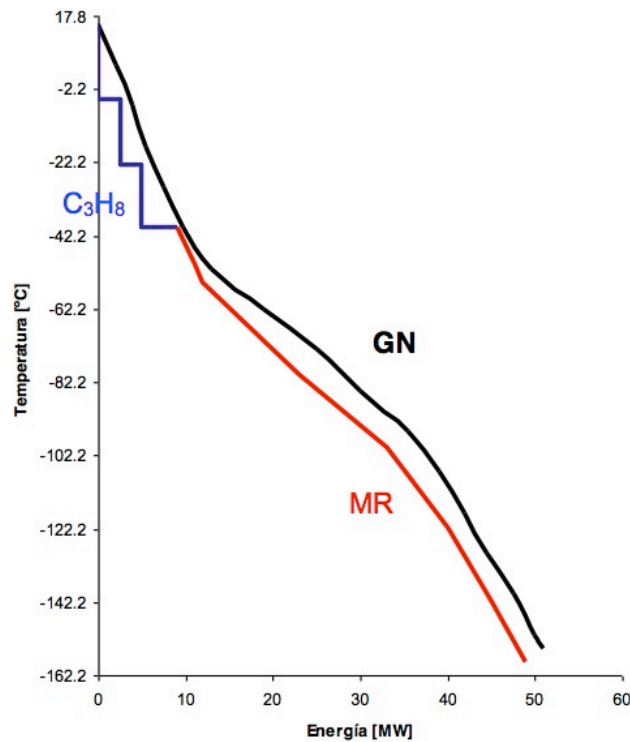


Figura 2. 10. Curva de Temperatura-Entalpía del proceso Air Products C3/MR. [2]

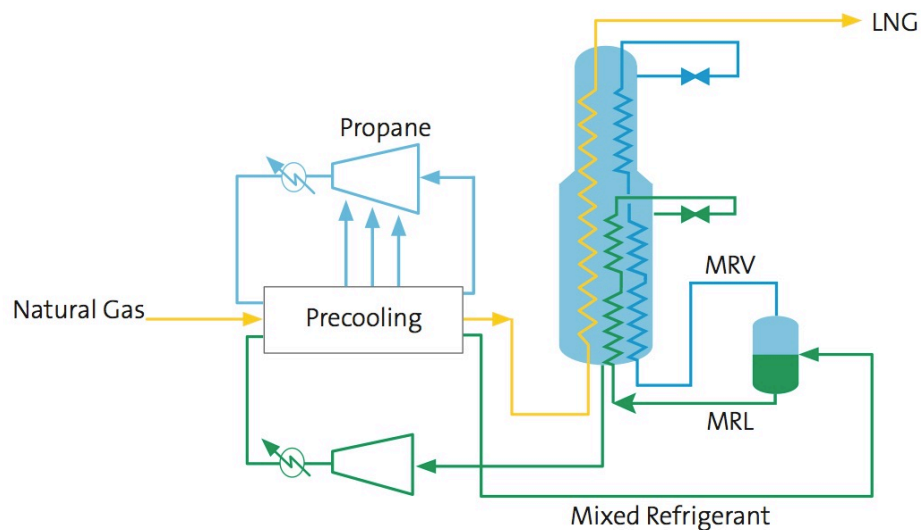


Figura 2. 11. Diagrama de flujo del proceso Air Products C3/MR. [1]

La propia licencia de C3/MR presenta tres variantes muy utilizadas. La primera de ellas es la que se conoce como “Split MR”, que difiere del proceso original en la forma en la que se distribuyen los compresores. En el proceso Split MR, la compresión del propano se divide en 3 etapas (BP, MP y AP), de manera que una turbina GE tipo 7000 (Frame 7EA) acciona el compresor de propano y el de alta presión del refrigerante mixto y otra turbina del mismo tipo acciona los compresores de baja y media presión del refrigerante mixto.

La siguiente variante es la conocida como proceso “Dual MR”. En ella, se sustituye el

preenfriamiento con propano por un refrigerante mixto más pesado que el empleado en C3/MR. Además, los dos cuerpos del intercambiador criogénico se separan en dos intercambiadores independientes, donde el cuerpo inferior se utiliza con el refrigerante mixto pesado, y el cuerpo superior se emplea para el refrigerante ligero. En el primero se lleva a cabo el preenfriamiento del gas natural, mientras que en el segundo se licúa y subenfía. Tal y como se muestra en la Figura 2. 12, se requieren dos compresores, uno para cada refrigerante mixto.

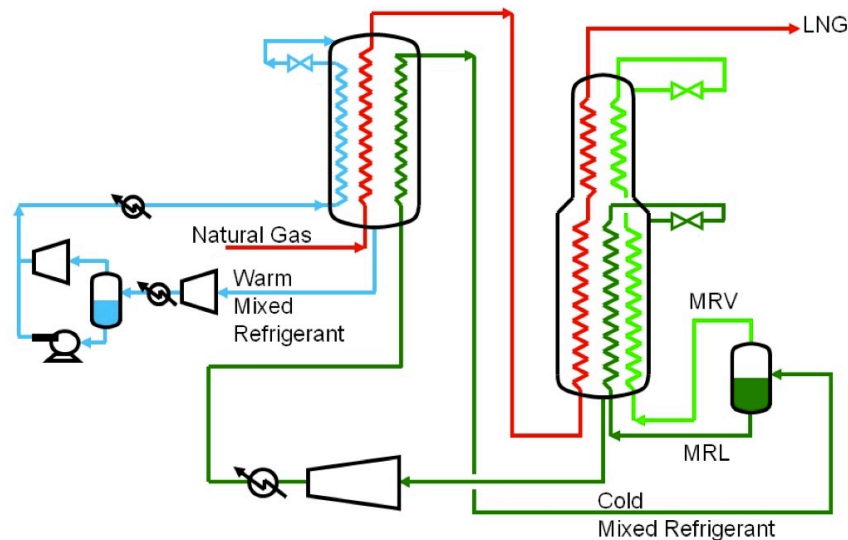


Figura 2. 12. Diagrama de flujo del proceso Dual MR (DMR) de Air Products. [4]

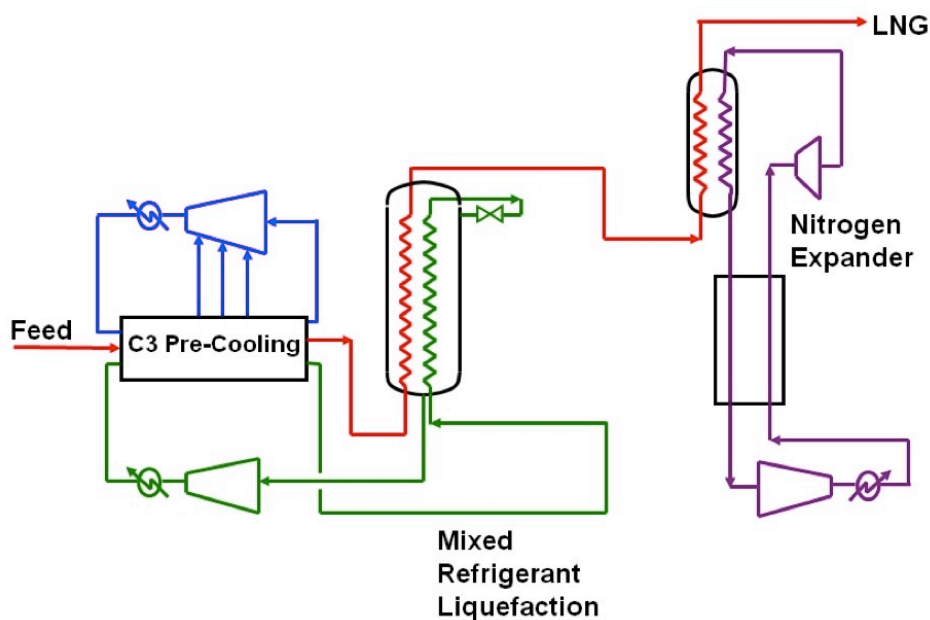


Figura 2. 13. Diagrama de flujo del proceso APCI AP-X. [4]

La última de las variantes que presenta el proceso C3/MR es el AP-X, el cual combina elementos de las dos tecnologías anteriores. Dicho proceso se puede dividir en tres partes, un preenfriamiento con propano, una licuación con refrigerante mixto y un subenfriamiento con

un ciclo de expansión de nitrógeno. Este último ciclo requiere un compresor de 20 bar_a a 70 bar_a y, en vez de emplear una válvula de expansión, utiliza un sistema de turbina que enfría el N₂ y disminuye el consumo del tren (Figura 2. 13). Esta variante presenta mayor capacidad que el C3/MR.

La Figura 2. 14 muestra las diferentes tecnologías desarrolladas por Air Products, así como las capacidades que trata cada una de ellas.

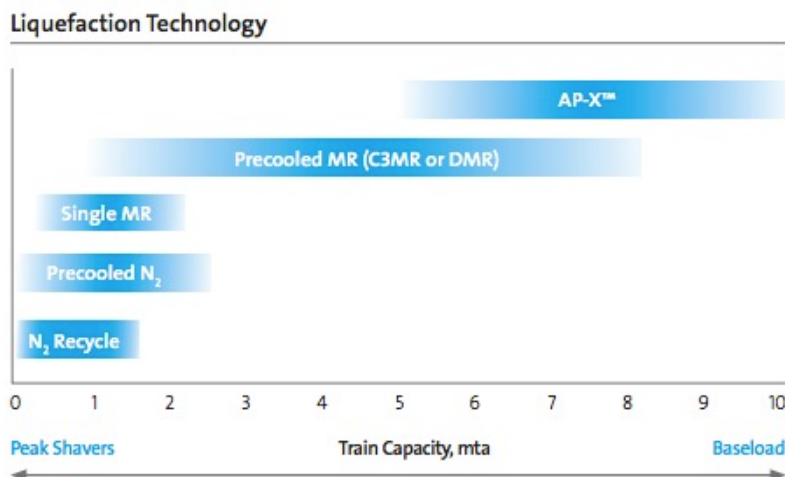


Figura 2. 14. Distintas tecnologías de APCI y sus capacidades de operación, en MTPA. [30]

2.3.2 Proceso Conoco-Phillips Optimizado

El proceso de licuación de Conoco-Phillips, sobre el que se basa el presente trabajo, es la segunda licencia más utilizada en el mundo del GNL, muy por detrás de los procesos de Air Products. Esta tecnología es capaz de operar con un amplio rango de capacidades y de composiciones de gas de alimentación, además de permitir arranques sencillos.

Dicho proceso consta en realizar tres ciclos de refrigeración diferentes, con varias cascadas de presión cada uno. En cada ciclo se emplea un compuesto puro distinto como refrigerante, que son el propano, el etileno y el metano. El propano fue elegido por su gran disponibilidad y fácil obtención, el etileno porque podría ser condensado con el propio propano del proceso y por último, el metano fue elegido por su disponibilidad en la propia cadena de gas.

En primer lugar, el gas natural entrante se preenfía en el ciclo de propano hasta una temperatura de aproximadamente -30 °C, posteriormente el gas se licúa gracias al ciclo de etileno, de donde sale con una temperatura aproximada de -80 °C, y por último el ciclo de metano se encarga de subenfriar el GNL hasta los -150 °C. A continuación, es necesario añadir una última etapa de expansión que enfría el gas hasta los -162 °C requeridos para su almacenamiento y transporte. Cada uno de los ciclos mencionados se basa en el ciclo frigorífico de la Figura 2. 3, con lo cuál se requerirían tres compresores, tres válvulas de expansión, tres condensadores y tres evaporadores, en el caso más simple, sin cascadas de presión.

La Figura 2. 15 muestra la curva de temperatura-entalpía a lo largo de los tres ciclos de refrigerantes, sin llevar a cabo escalones de presión intermedios. Debido a que el gas natural

no es un compuesto puro, su curva de licuación nunca llega a ser horizontal. Por el contrario, los refrigerantes, que sí son sustancias puras, se evaporan a temperatura constante, dando lugar a los escalones característicos de esta tecnología. La diferencia de temperaturas entre las dos curvas, lo que se conoce como salto térmico, debe ser siempre superior a los 3 K. Esta diferencia resulta ser muy pequeña y para conseguirla es necesario disponer de grandes áreas de transferencia de calor en los intercambiadores, lo que conlleva un gran gasto económico y energético. La solución a esto es ajustar las curvas de gas y refrigerantes, reduciendo así el área comprendida entre ellas. Tal y como muestra la Figura 2. 16, al utilizar tres presiones diferentes para cada uno de los refrigerantes se consigue disminuir el área entre las líneas, disminuyendo la exergía destruida y las necesidades energéticas del proceso.

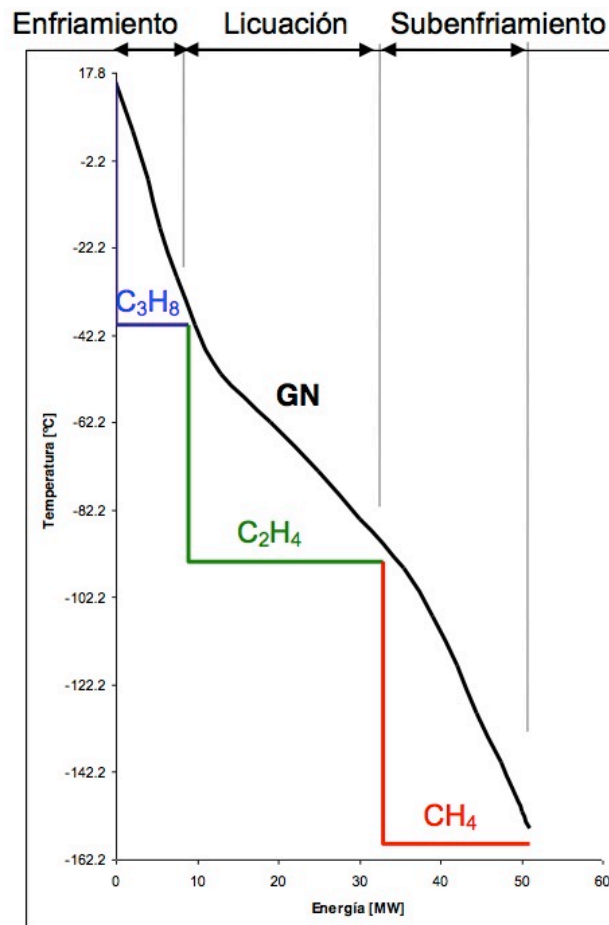


Figura 2. 15. Curvas Temperatura-Entalpía para el proceso de enfriamiento con tres ciclos y sin cascadas de presión. [20]

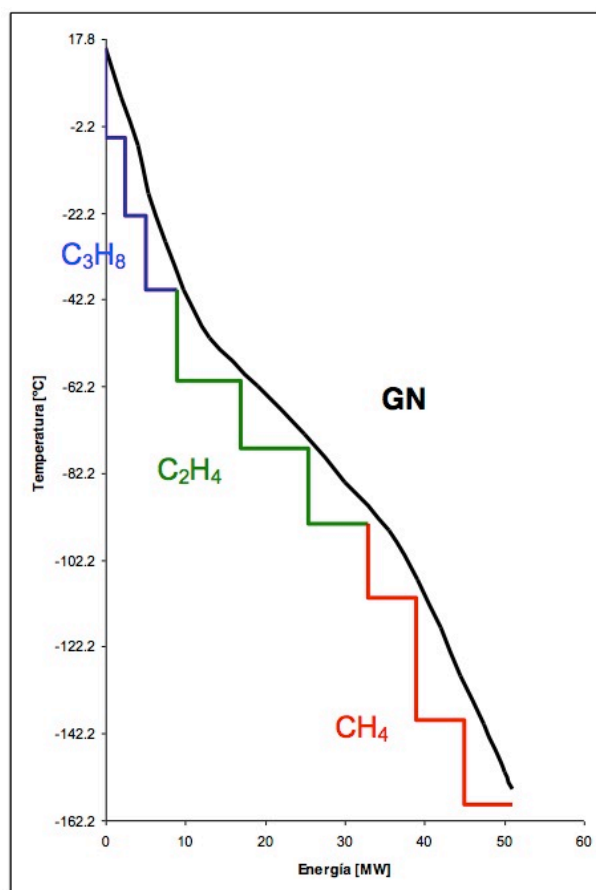


Figura 2. 16. Curvas Temperatura-Entalpía con tres ciclos y tres saltos de presión en cada refrigerante. [20]

La optimización del proceso pasa por disminuir el número de equipos necesarios e integrarlos energéticamente, de manera que se mejore la economía de escala y aumente el rendimiento global de la planta. Por tanto, en vez de utilizar tres compresores distintos en cada ciclo, uno por cada escalón de presión, se instala un solo compresor con varias admisiones y una única salida. Además, conforme va disminuyendo la temperatura de la corriente de gas, se van condensando el propano y el butano presentes en el propio GNL, por lo que se hace posible su separación mediante columnas de destilación a baja temperatura. Esto permite obtener otro posible producto comercializable (GLP) o bien obtener más cantidad de refrigerante para el propio proceso. La Figura 2. 17 muestra el diagrama de flujo simplificado del proceso Conoco-Phillips.

Una de las críticas que se realizan al proceso Conoco-Phillips es precisamente la necesidad de operar y almacenar refrigerantes puros, como son el propano, etileno y metano. Por esta razón, otros procesos de licuación, como el C3/MR de Air Products explicado anteriormente, utilizan mezclas de refrigerantes, lo cuál disminuye la capacidad de almacenamiento de sustancias puras. En este caso, los refrigerantes puros son utilizados en el arranque del proceso y para modificar la composición del refrigerante mixto durante su funcionamiento. El propio proceso Conoco-Phillips ha experimentado alguna modificación con el tiempo, como es la operación en modo abierto de la última etapa de subenfriamiento, esto es, permitiendo que el metano se mezcle con el vapor que no ha conseguido condensarse en la etapa anterior. De esta forma se mejora en gran medida el intercambio de calor entre fluidos, se aprovecha el gas generado y se controla su composición.

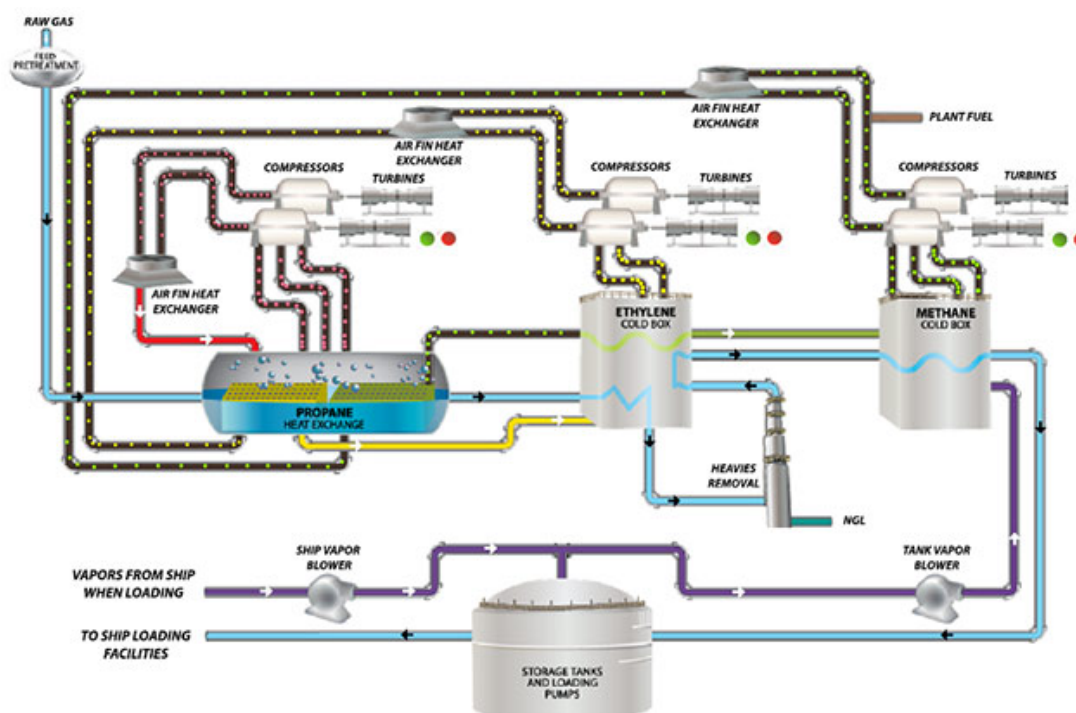


Figura 2. 17. Diagrama de flujo de proceso Conoco-Phillips. [25]

Por regla general, la presión mínima en todos los ciclos del proceso debe ser siempre superior a la presión atmosférica. De esta forma, en caso de fuga o elementos mal bridados, el refrigerante fluiría hacia fuera, evitando así la formación de atmósferas explosivas en el interior de la instalación.

2.3.3 Proceso Linde en cascada de fluido mixto (MFC)

La empresa alemana Linde, pionera en los procesos de separación de aire (método Linde), cuenta también con tecnología para licuar gas natural. De la mano de la compañía Statoil, desarrolló una licencia basada en procesos de licuación ya existentes y capaz de operar en climas adversos. El primer proceso MFC fue puesto en marcha en la planta de Snohvit, en la isla de Melkoya (Noruega), la cuál sigue siendo la única planta de licuefacción de gas de Europa.

El proceso se basa en el empleo de tres refrigerantes mixtos en tres ciclos diferentes. Análogamente a los procesos comentados anteriormente, el primer ciclo se encarga del preenfriamiento del gas natural. Para ello, el licenciente utiliza varios intercambiadores tipo placas y aletas, como el de la Figura 2. 18, por los que fluye una mezcla al 50% de propano y etano (corriente de color rojo en Figura 2. 20). Este refrigerante se encarga de preenfriar el gas y condensar los otros dos refrigerantes que se utilizan en el proceso. Seguidamente, el gas pasa por el ciclo de licuación, donde se utiliza una mezcla de etano y metano como refrigerante. En esta etapa, al igual que en los procesos de Air Products, se emplea un intercambiador de tipo *coil-wound* con gran área de transferencia de calor (Figura 2. 19). Este

tipo de intercambiador puede ser utilizado también en la primera etapa de refrigeración.

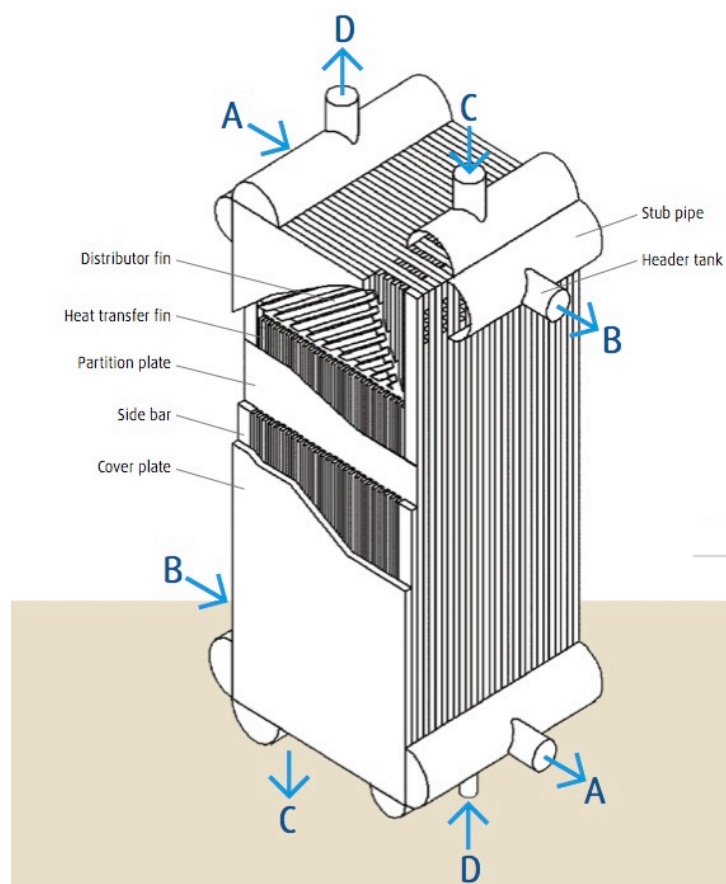


Figura 2. 18. Intercambiador de calor tipo placas y aletas (Plate & Fin). [12]

Por último, el gas se subenfía en un ciclo de refrigeración con una mezcla de etano, metano y nitrógeno. En los dos primeros ciclos se llevan a cabo dos escalones de presión (AP y BP), mientras que en el ciclo de subenfriamiento solamente se refrigera en un nivel de presión. Respecto a la recuperación de GLP en el proceso, esta se realiza aprovechando parte de la corriente proveniente del propio ciclo, es decir, el ciclo de GLP está integrado dentro de la planta de licuefacción. La Figura 2. 20 muestra un diagrama simplificado del proceso MFC.

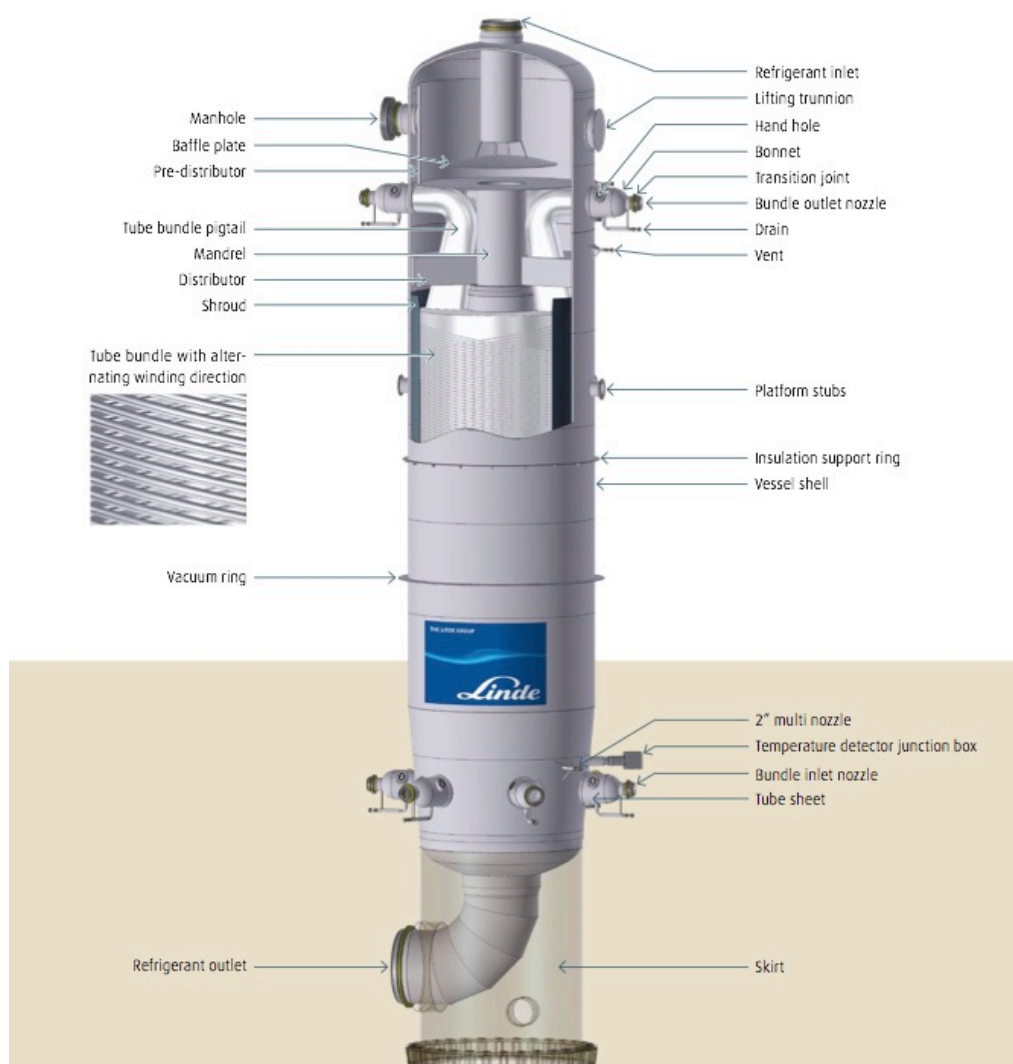


Figura 2. 19. Intercambiador de calor *coil-wound* utilizado en los procesos de Air Products y Linde MFC. [12]

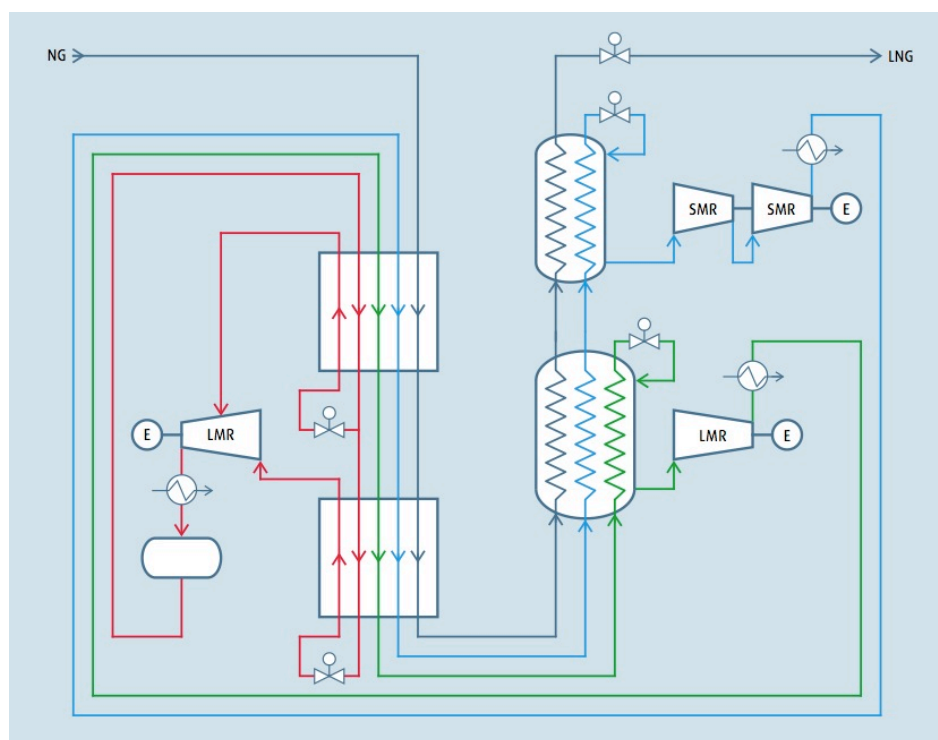


Figura 2. 20. Esquema del proceso de licuación Linde MFC. [12]

2.3.4 Procesos Shell

La compañía petrolera Shell dispone de dos licencias para la licuación del gas natural, Dual Mixed Refrigerant (DMR) y Parallel Mixed Refrigerant (PMR). La primera de ellas consta de dos ciclos de refrigerantes mixtos, el primero de ellos preenfria el gas natural, mientras que el segundo lo licúa y subenfria. Esta tecnología fue puesta en marcha por primera vez en el año 2009 en la planta de Sakhalin, al este de Rusia, con dos trenes de 4,8 MTPA de capacidad, intercambiadores *coil-wound* y refrigeración por aire (*fin-fan coolers*).

El proceso DMR es muy similar al C3/MR de Air Products, pero empleando un refrigerante mixto en lugar de propano durante la etapa de preenfriamiento. Dicho refrigerante está compuesto de etano y propano, lo cual hace que el proceso sea especialmente eficiente en climas fríos ya que pueden evitarse ciertas limitaciones asociadas al uso de propano puro. La etapa de licuación y subenfriamiento se llevan a cabo en un segundo ciclo con otro refrigerante mixto compuesto de propano, etano, metano y nitrógeno (Figura 2. 21).

Por su parte, el proceso PMR presenta muchas similitudes con el proceso C3/MR de Air Products, pero con algunas diferencias. Ambas tecnologías disponen de un ciclo de propano para la etapa de preenfriamiento. Sin embargo, en el PMR la fracción pesada del refrigerante mixto se expande en una turbina criogénica, en vez de en una válvula de expansión como ocurre en el proceso C3/MR. Además, el gas natural saliente del intercambiador principal sufre una expansión criogénica y un flash final.

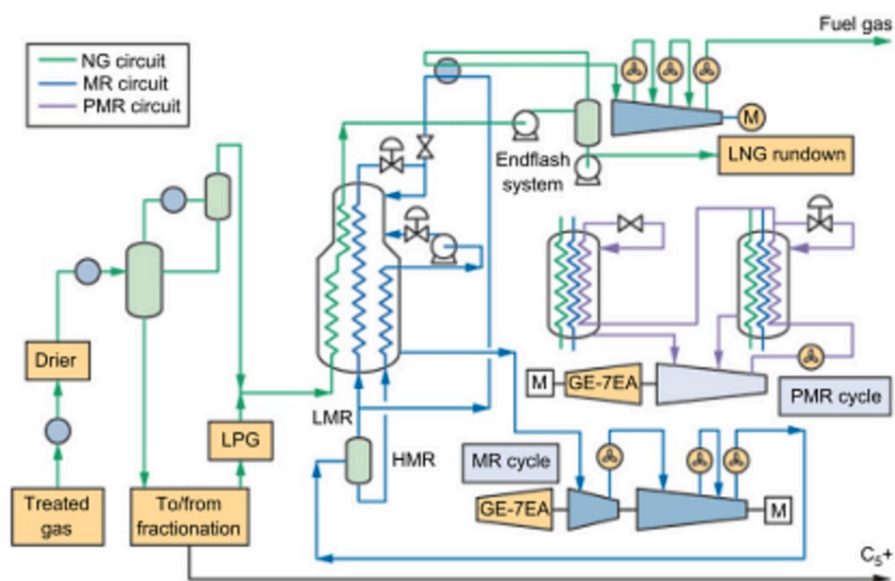


Figura 2. 21. Diagrama de flujo del proceso DMR de Shell. [36]

2.3.5 Proceso Liquefin de Axens

El Instituto Francés del Petróleo (IFP) y Axens desarrollaron el proceso Liquefin con el objetivo de poder tratar grandes capacidades de gas natural con gran fiabilidad y sin la necesidad de utilizar equipos muy costosos ni configuraciones complejas. El proceso se basa principalmente en dos ciclos independientes de refrigerantes mixtos.

Todo el intercambio de calor se lleva a cabo en una gran caja fría que incluye varios intercambiadores de tipo placas y aletas. En primer lugar, el gas a tratar se preenfía con refrigerante mixto hasta una temperatura de aproximadamente $-70\text{ }^{\circ}\text{C}$. Después de separar los compuestos pesados fuera de la caja fría, el gas se vuelve a introducir en ella para licuarse y subenfriarse con el segundo refrigerante mixto. De esta forma, el refrigerante mixto del primer ciclo se condensa completamente dentro y sólo es necesario expandirlo después para disminuir su temperatura y volver a introducirlo en los intercambiadores. Este hecho reduce en gran medida la cantidad de refrigerante utilizado. La Figura 2. 22 muestra un esquema simplificado de esta licencia.

En términos de aprovechamiento energético, el proceso está integrado de manera que parte del calor requerido en la sección de licuación se aprovecha en el precalentamiento del gas. Además, el coste económico por tonelada de GNL producido resulta ser un 20% menor en comparación con el proceso C3/MR. A pesar de las ventajas, todavía no se ha construido ninguna planta de licuación basada en esta licencia.

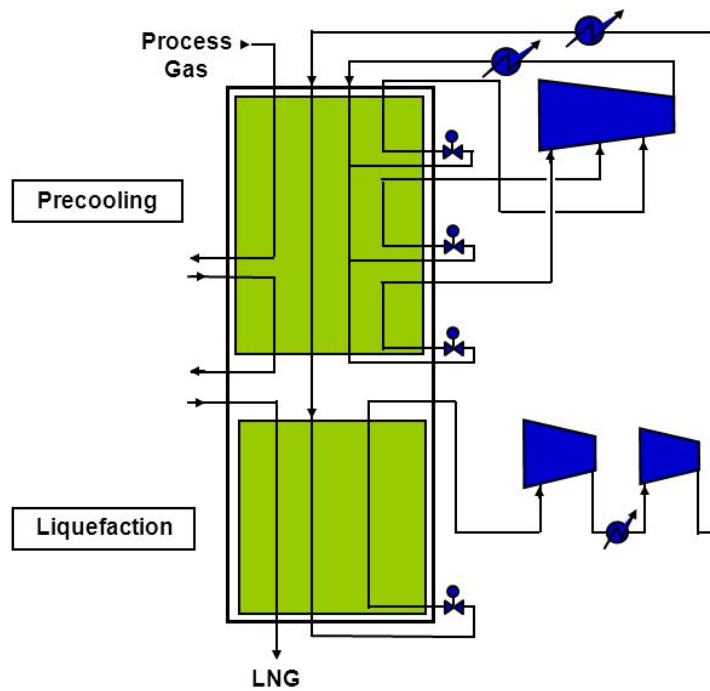


Figura 2. 22. Esquema del proceso Liquefin de Axens. [39]

3. CARACTERÍSTICAS GENERALES DEL PROYECTO

El actual proyecto se basa en el diseño de un tren de licuación del tipo Conoco-Phillips en la terminal bidireccional de Sabine Pass, en el estado de Luisiana (EEUU). Dicha planta fue puesta en marcha como terminal de regasificación en abril del año 2008 y entre sus instalaciones cuenta con 2 muelles de atraque capaces de acoger buques metaneros de tipo Q-Max, con capacidades de 266 000 m³ de GNL. La planta dispone de 5 tanques de almacenamiento de contención simple con dique de retención, cada tanque con una capacidad útil de 160 000 m³ de GNL.

La regasificación del GNL que recibe la instalación se lleva cabo mediante 24 trenes, con una capacidad de 5 097 600 m³/d (0,18 bcf/d) cada uno, lo que hace un total de 121 776 000 m³/d (4,3 bcf/d) de gas natural en producción punta. Además, la planta dispone de una instalación piloto con 18 vaporizadores de aire ambiente, con una capacidad de vaporización de 5 664 000 m³/d (200 MMcf/d).

La producción total de gas natural en EEUU aumentó un 35% desde el año 2005 hasta el 2013 y se prevé que siga aumentando como mínimo hasta el año 2040 (Figura 3. 1). Este incremento ha sido provocado principalmente por la explotación de pozos de gas de esquisto mediante fractura hidráulica, lo cuál ha hecho disminuir la dependencia de EEUU de países exportadores de GNL e incluso aumentar su capacidad de exportación. Es por ello que muchas plantas de regasificación están siendo reconvertidas en plantas bidireccionales mediante la adición de trenes de licuación, como es el caso de Sabine Pass.

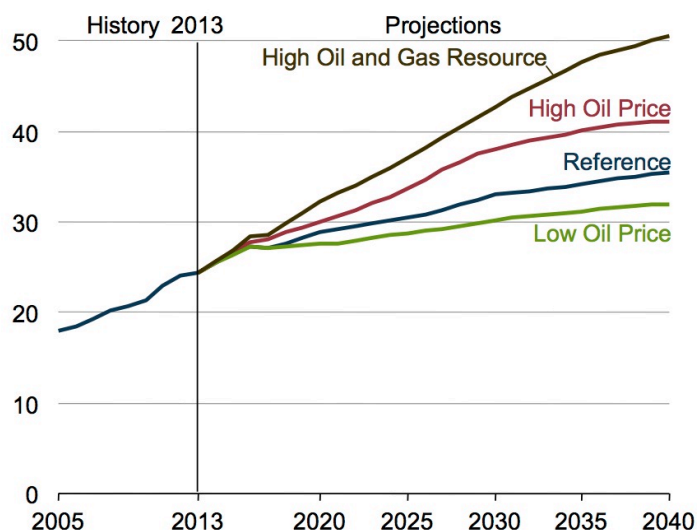


Figura 3. 1. Producción total de gas natural en EEUU según cuatro casos de estudio, años 2005-2040. [6]

El proyecto SPLNG, siglas con las que se conoce el proyecto de construcción de los trenes de licuación en Sabine Pass, plantea instalar 4 trenes, de 4,5 MTPA cada uno, bajo la licencia Conoco-Phillips. En una primera fase se han construido los trenes 1 y 2, con fecha de inicio en enero de 2012, mientras que los trenes 3 y 4 se han construido en una segunda etapa. Según la planificación del proyecto, los trenes se pondrán en servicio en las siguientes fechas:

- Tren 1: Febrero de 2016.
- Tren 2: Junio de 2016.
- Tren 3: Abril de 2017.
- Tren 4: Septiembre de 2017.

Actualmente, la empresa está planificando añadir otros dos trenes más, idénticos a los ya existentes, cuya puesta en marcha se realizará entre los años 2018 y 2019. Esta ampliación situará a Sabine Pass a la cabeza de las instalaciones de GNL del mundo.



Figura 3. 2. Vista de pájaro de la planta Sabine Pass LNG, incluyendo los trenes de licuación en proceso de construcción. [21]

Cada tren consta de un gran número de equipos e instalaciones que participan en la licuefacción del gas natural. Algunos de esos equipos se detallan a continuación:

- Acondicionamiento del gas, eliminación de sólidos, CO₂, azufre, agua y mercurio,
- 6 compresores de 34,7 MW cada uno, accionados mediante turbina de gas (LM2500+G4),
- Cajas frías con intercambiadores de tipo Plate&Fin,
- Aproximadamente 160 *Fin Fan Coolers* encargados de enfriar el refrigerante,
- Equipos de protección contra incendios, detección de escapes de gas y sistemas de seguridad,
- Puntos de conexionado y sistemas de distribución,
- Nuevos edificios que mejoren y faciliten la operación y mantenimiento (O&M) de los equipos implantados.

Como el proyecto se basa en la adaptación de una planta regasificadora a una bidireccional, también es necesario añadir equipos requeridos para la licuación que no se encuentran en una regasificadora común. Tal es el caso de los tanques de almacenamiento de refrigerantes puros. En el caso de Sabine Pass, por cada tren se han añadido dos tanques de aproximadamente 750 m³ para el propano y otros dos de 300 m³ para el etileno. Además se ha incluido un tanque adicional de 155 m³ para el almacenamiento de disolución de amina, utilizada en el acondicionamiento del gas crudo, se ha incrementado la capacidad de las bombas de impulsión de GNL desde los metaneros hasta los tanques y se ha modificado el rutado de tuberías para adecuarse a los nuevos equipos.

La terminal de regasificación se encuentra situada en la localidad de Cameron, perteneciente al estado de Luisiana. Más concretamente, la planta se ubica en la margen derecha del canal de Sabine, que comunica el Lago Sabine y el Golfo de México y a su vez sirve de frontera natural entre los estados de Tejas y Luisiana. La Figura 3. 3 muestra la localización exacta de la instalación. Todas las instalaciones propuestas en la ampliación de la planta han sido construidas dentro del propio terreno de la compañía (aproximadamente 3 km²).

Luisiana presenta un clima húmedo subtropical, con temperaturas cercanas a los 34 °C en los meses más calurosos (julio y agosto) y alrededor de los 6 °C durante los meses más fríos (diciembre y enero). El mes de junio suele ser el más lluvioso, con precipitaciones mensuales máximas de 180 mm, mientras que abril es el mes más seco, con 82 mm. La costa de Luisiana, y en concreto la región de Sabine Pass, se caracteriza por presenciar con frecuencia un elevado número de tornados y huracanes. Es importante considerar este dato en el diseño ya que un huracán puede generar oleaje por encima de los 4,3 m de alto y las instalaciones de Sabine Pass se encuentran muy próximas a la costa. Respecto a la sismicidad de la zona, la costa de Luisiana cuenta con fallas de crecimiento y fallas asociadas a domos salinos, además de una gran actividad petrolera en toda la zona. Sin embargo, la región de la costa del Golfo de México no ha sido escenario de terremotos significativos, tal y como indica el Servicio Geológico de los Estados Unidos (USGS).



Figura 3. 3. Ubicación de la planta. [21]

4. BASES DE DISEÑO

La simulación del tren de licuación Conoco-Phillips se ha llevado a cabo mediante el programa Aspen Plus®, propiedad de la empresa Aspen Tech. Se trata de la herramienta más comúnmente utilizada en industria para la simulación de procesos químicos y petroquímicos, ya que permite definir una gran variedad de procesos industriales y visualizar los resultados y comportamientos esperados.

El programa requiere una serie de datos iniciales para poder realizar la simulación, como son:

1. Definir el tipo de proceso que se va a simular (gas, petroquímica...), elección de unidades de medida, compuestos involucrados en el proceso...
2. Elegir el método de cálculo.
3. Representar el diagrama de flujo del proceso (corrientes, equipos, conexiones...).
4. Definir la composición y caudal de las corrientes y condiciones de operación de los equipos.

Además de esto, el programa cuenta con una serie de herramientas que complementan el propio cálculo del proceso, como son el análisis de sistemas de antorchas, análisis económico, cálculo de presión de alivio, cromatografía... En este proyecto se va a hacer uso de la herramienta “Aspen Exchanger Design and Rating” para el dimensionamiento de los intercambiadores de calor que participan en el proceso, tanto del tipo carcasa-tubos como placas-aletas.

Con el fin de que la simulación sea fiable y se ajuste lo más posible a la realidad, deben asumirse una serie de premisas al inicio del proyecto, las cuales cubrirán los siguientes aspectos:

- Especificaciones del gas de alimentación
- Especificaciones del GNL
- Especificaciones de planta
- Consideraciones ambientales

4.1 ESPECIFICACIONES DEL GAS DE ALIMENTACIÓN

El gas de alimentación es la materia prima que será convertida en GNL a su paso por el proceso de licuación. Dicho gas llega a la planta a través del gasoducto Creole Trail, el cual ha tenido que ser remodelado para poder trasegar gas en las dos direcciones requeridas por Sabine Pass. Este gasoducto proviene de la estación bidireccional de Gillis y también suministra gas a la planta de Jonhson Bayou (Figura 4. 1). Después de haber sido debidamente acondicionado para el proceso (subapartado 2.2.1.2) , el gas presenta las condiciones de presión, temperatura y composición de las Tabla 4. 1 y Tabla 4. 2.

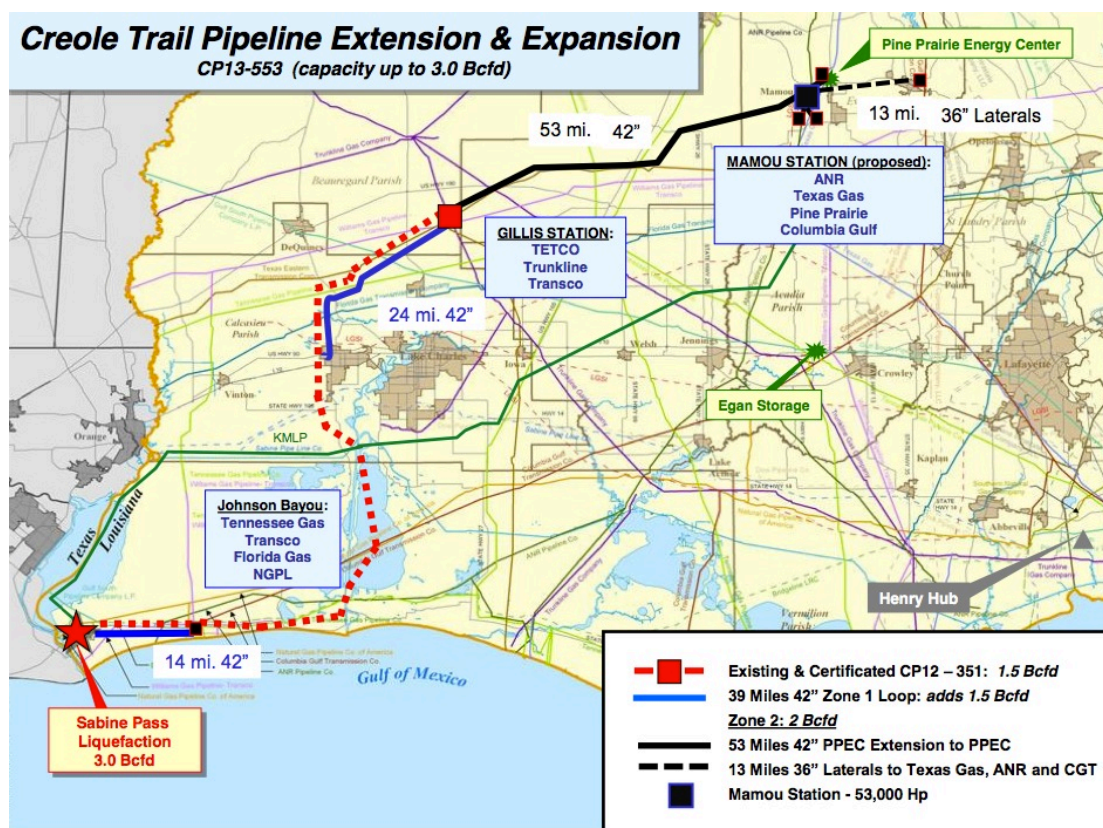


Figura 4. 1. Recorrido del gasoducto Creole Trail y conexión con Sabine Pass. [24]

Tabla 4. 1. Condiciones de presión y temperatura del gas de alimentación a la entrada del proceso.

Parámetro	Valor
Presión	50 bar
Temperatura	20 °C

Tabla 4. 2. Composición del gas entrante después del proceso de acondicionamiento.

Composición	% molar
Metano	92,3
Etano	5
Propano	1,5
i-Butano	0,3
n-Butano	0,3
n-Pentano	0,1
Nitrógeno	0,5

El diseño se ha realizado para una producción constante de 5 MTPA de GNL para cada tren de licuación (aproximadamente 517,5 t/h) y considerando que la planta trabaja durante todo el año al 100% de capacidad. Partiendo de estas suposiciones, se ha realizado la simulación del proceso “de atrás hacia delante”, teniendo en cuenta las temperaturas de salida de cada ciclo y variando los caudales de refrigerante en cada caso.

4.2 ESPECIFICACIONES DEL GNL

El GNL producido será transportado en buques metaneros en estado líquido. Por tanto, las condiciones de presión y temperatura finales deberán garantizar que el producto se mantiene líquido durante todo el trayecto. Así, la temperatura final de GNL será de -163 °C y presión de 1 atm, siendo estos los valores objetivo de todo el proceso de licuación. Respecto a la composición final del producto, esta puede presentar ligeras variaciones en función de la rigurosidad del propio proceso, condiciones ambientales o composición inicial del gas de alimentación. La Tabla 4. 3 muestra las composiciones finales de GNL en función de su procedencia. Además, el GNL obtenido no debe contener agua ni ningún agente bacteriológico contaminante.

Tabla 4. 3. Composiciones volumétricas de GNL en función de su procedencia, expresadas en tanto por ciento. [16]

Procedencia	Metano	Etano	Propano	Butano	Nitrógeno
Alaska	99,72	0,06	0,0005	0,0005	0,20
Algeria	86,98	9,35	2,33	0,63	0,71
Baltimore Gas&Electric	93,32	4,65	0,84	0,18	1,01
New York City	98,00	1,40	0,40	0,10	0,10
San Diego Gas&Electric	92,00	6,00	1,00	-	1,00

De la misma manera, el GNL que recibe la planta para ser regasificado debe cumplir también ciertos requisitos que serán a su vez las bases de diseño para el sistema de acondicionamiento y tratamiento del gas recibido, lo cuál no es objeto de este proyecto. Algunos de esos requisitos se muestran a continuación:

Tabla 4. 4. Especificaciones del GNL.

Especificación	Valor
Contenido en sulfuro de hidrógeno	< 0,25/100 ft ³ (s)
Azufre total	< 1,35/100 ft ³ (s)
Contenido en hidrógeno	< 400 ppm
Contenido en oxígeno	< 0,001 % (mol/mol)
Punto de rocío	< -2 °C (70 barg)

Especificación	Valor
Número de Wobbe	< 1400 BTU/ft ³ (s)
Dióxido de carbono	< 2,0 % (mol/mol)
Nitrógeno y otros gases inertes	< 1,5 % (mol/mol)
Poder calorífico superior	Entre 980 y 1100 BTU/ft ³ (s)
Etano	< 11 % (mol/mol)
Propano	< 3,5 % (mol/mol)
Butanos y C4+	< 1,5 % (mol/mol)
Pentanos y C5+	< 0,09 % (mol/mol)

4.3 ESPECIFICACIONES DE PLANTA

Con el fin de que el proceso sea lo bastante eficiente, la fracción de vapor en la corriente de GNL producido deberá ser inferior al 10 %. Esta corriente gaseosa se destina al autoabastecimiento de la planta, principalmente en la combustión como fuel-gas.

Por otro lado, se considera que el proceso se encuentra en funcionamiento 345 días al año, obteniéndose únicamente GNL como producto final. La instalación contará con trenes idénticos de 4,5 MTPA cada uno, empezando en el año 2016 con 2 trenes, con una previsión de 2 trenes más para el año 2017.

4.4 CONSIDERACIONES AMBIENTALES

Dos factores ambientales importantes a tener en cuenta durante el diseño de la planta son el uso del agua y la contaminación atmosférica. El primero de ellos tiene que ver con la refrigeración en los intercambiadores atmosféricos utilizados en el proceso. En estos equipos se emplea una corriente de agua que enfría el refrigerante a la salida del compresor. Dicha corriente fluye por un circuito cerrado donde el agua se enfría a su vez en torres de refrigeración, que utilizan agua de mar como refrigerante. Esta configuración permite abaratar costes ya que se reduce la cantidad de metales especiales (acero inoxidable, titanio...) expuestos a la corrosión provocada por el agua de mar. En el caso de Sabine Pass, se ha supuesto que el uso de agua de mar por cada tren de licuación sea de aproximadamente 3,35 m³/min y dado que su paso a través de las torres de refrigeración provoca un incremento en su temperatura, dicho valor no puede ser superior a los 6 °C.

Como en toda instalación donde tiene lugar algún proceso de combustión, en la planta de Sabine Pass se emiten gases de efecto invernadero a la atmósfera, principalmente CH₄, CO₂ y N₂O. Sin embargo, no se han considerado aspectos relacionados con este ámbito durante el diseño del tren de licuación.

Respecto a la temperatura ambiente, se ha considerado 20 °C como la temperatura promedio en la región de Cameron Parish.

4.5 DEFINICIÓN DE LA SIMULACIÓN

En este apartado se describen diferentes aspectos relacionados con la simulación sobre la que se ha basado el proyecto. Para un mejor entendimiento del mismo, el diagrama del proceso se ha dividido en 4 partes: ciclo de propano (preenfriamiento), ciclo de etileno (licuación), ciclo de metano (subenfriamiento) y expansión final (Figura 4. 2).

En los siguientes apartados se explica cada una de las zonas por separado, así como los equipos y corrientes que participan en ellas. Igualmente, se detalla en cada caso las variables con las que se ha operado para obtener los resultados.

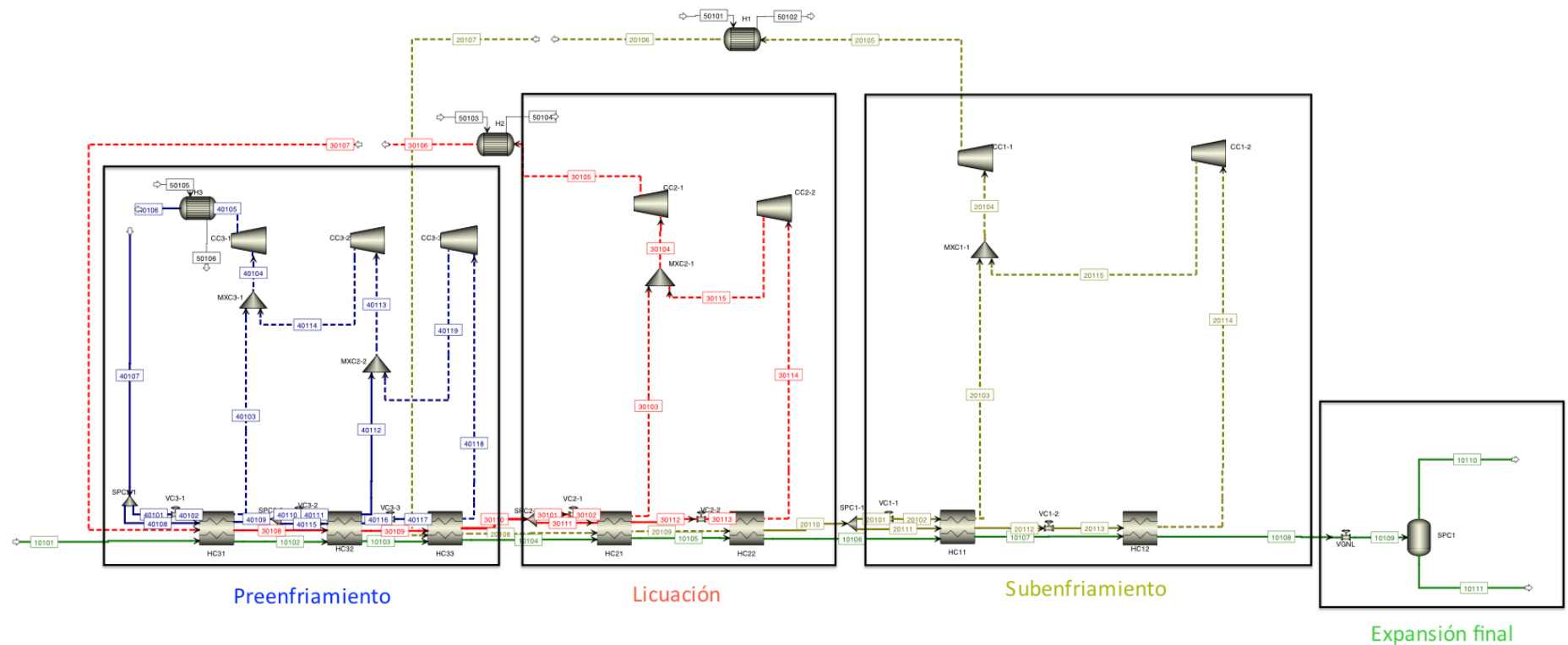


Figura 4. 2. Diagrama de flujo de la simulación con los ciclos de propano (preenfriamiento), etileno (licuación) y metano (subenfriamiento) diferenciados. Las líneas continuas representan corrientes de líquido, mientras que las discontinuas hacen referencia a corrientes de gas puro.

4.5.1 Ciclo de propano

Después de las etapas de acondicionamiento y purificación, el gas natural a tratar, corriente 10101 en la Figura 4. 2, se envía al ciclo de preenfriamiento con propano. A su paso por los intercambiadores criogénicos HC31, HC32 y HC33, el propano absorbe calor de la corriente de gas evaporándose él mismo. De este modo, la evaporación del refrigerante provoca el descenso de temperatura del gas y de los refrigerantes provenientes de los ciclos posteriores. Así se consigue por un lado, licuar el etileno utilizado en ciclo de licuación, y por otro, alcanzar la presión y temperatura requeridas para el ciclo posterior (Tabla 4. 5).

Tabla 4. 5. Valores de presión y temperatura de la corriente de gas natural a la salida del ciclo de preenfriamiento.

Parámetro	Valor
Presión	48,5 bar
Temperatura	-27 °C

Tal y como se explicó en apartados anteriores, cada ciclo de proceso presenta varios niveles de presión que hacen que el refrigerante se evapore progresivamente a temperaturas más bajas. El número de niveles de presión será función de la temperatura que se quiere conseguir y del estado en el que se encuentre el refrigerante a dicha temperatura. Así, se ha utilizado el diagrama de P-T como guía de las presiones de salida en cada etapa (Figura 4. 3) y se ha diseñado el ciclo de preenfriamiento con 4 niveles de presión, de 15 bar_a, 7,5 bar_a, 4 bar_a y 1,7 bar_a cada uno.

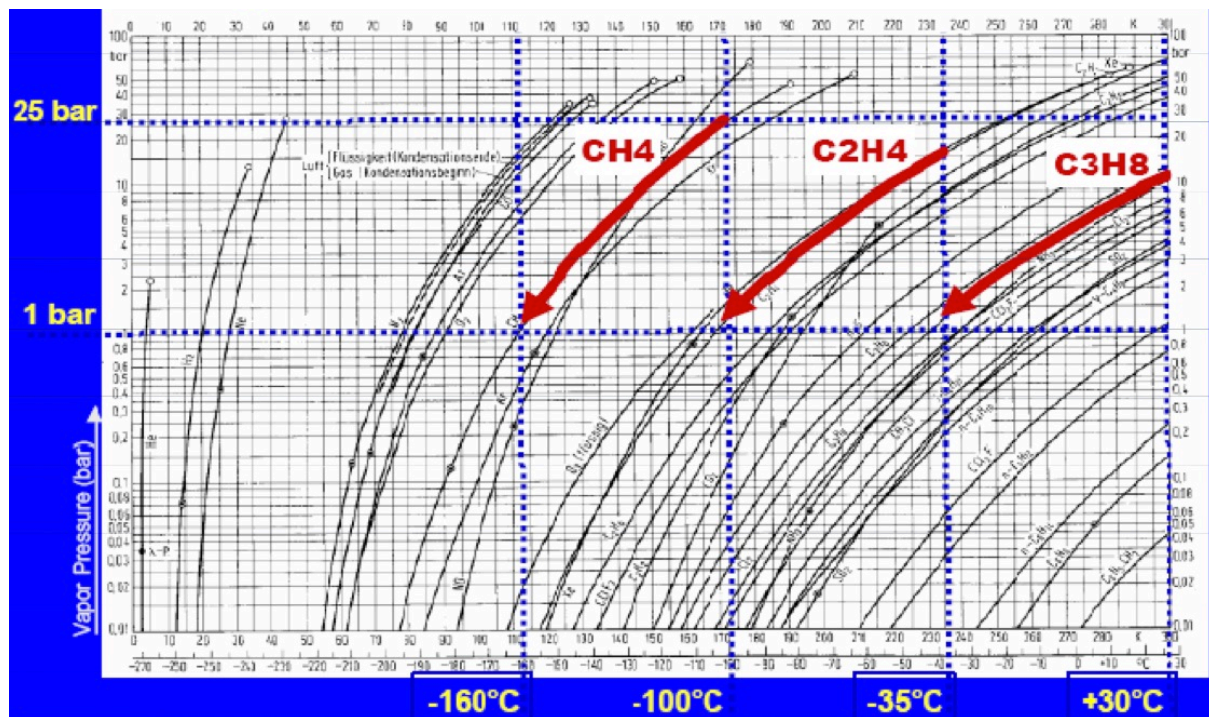


Figura 4. 3. Diagrama Presión-Temperatura para cada uno de los refrigerantes utilizados por la tecnología Conoco-Phillips. [22]

4.5.1.1 Equipos

Cada etapa de enfriamiento consta siempre de los mismos equipos, lo que varía de una a otra es la cantidad de los mismos y las condiciones de operación a las que trabajan. La Tabla 4. 6 recoge los equipos que participan en el ciclo de preenfriamiento, así como el número de unidades y la nomenclatura con la que se designan.

Tabla 4. 6. Equipos que forman el ciclo de preenfriamiento con propano.

Equipos	Cantidad	Nomenclatura
Evaporador	3	HC31, HC32, HC33
Compresor	3	CC3-1, CC3-2, CC3-3
Intercambiador atmosférico	1	H3
Válvula de expansión	3	VC3-1, VC3-2, VC3-3
Splitter	2	SPC3-1, SPC3-2
Mixer	2	MXC3-1, MXC3-2

4.5.1.2 Variables

En este subapartado se muestran las variables de proceso que se han manipulado para alcanzar las condiciones de preenfriamiento requeridas.

Corriente de propano

Debido a que la retirada de calor en los intercambiadores criogénicos se produce por evaporación del refrigerante, es necesario ajustar el caudal de propano a la entrada así como la fracción de separación de los splitters. Igualmente, se deben fijar las condiciones iniciales de presión y temperatura, teniendo en cuenta que la presión inferior del ciclo será siempre superior a la atmosférica y que el fluido refrigerante empleado en el intercambiador atmosférico es agua a 20 °C.

Por tanto, fijando como valores objetivo los mostrados en la Tabla 4. 5, se ha ejecutado la simulación con los siguientes parámetros:

Tabla 4. 7. Condiciones de caudal, presión y temperatura de la corriente de propano en el ciclo de preenfriamiento (corriente 40107 en el diagrama).

Parámetro	Valor
Caudal másico	2437,5 ton/h
Presión	15 bar
Temperatura	23 °C

Evaporadores

Los evaporadores son los equipos donde ocurre el intercambio de calor entre las corrientes de gas natural y refrigerante. El número de evaporadores de cada ciclo será igual al número de saltos de presión en el mismo, 3 para el caso del propano, y serán del tipo placas y aletas.

En cada uno de los evaporadores se ha fijado la misma temperatura de salida para cada una de las corrientes calientes y se ha dejado sin especificar la temperatura de la corriente fría saliente. Igualmente se ha utilizado una primera aproximación de 0,5 bar para la caída de presión de todas las corrientes que pasan por el evaporador.

Otra variable de diseño a tener en cuenta durante la simulación es la diferencia de temperaturas entre las corrientes fría y caliente que salen del evaporador. Este acercamiento entre curvas fría y caliente, más comúnmente conocido como *pinch*, está relacionado con el tamaño del intercambiador y la eficiencia energética del proceso. En la simulación se ha considerado un valor mínimo de 3 K para este parámetro.

A continuación se muestra la Tabla 4. 8, que recoge las temperaturas de salida de las corrientes fría y caliente de cada evaporador.

Tabla 4. 8. Temperaturas de salida de los evaporadores del ciclo de propano.

Evaporador	Temperatura de salida (corrientes calientes, °C)	Temperatura de salida (corriente fría, °C)
HC31	19	16
HC32	-2	-5

Evaporador	Temperatura de salida (corrientes calientes, °C)	Temperatura de salida (corriente fría, °C)
HC33	-27	-30

Válvulas de expansión

Mediante el uso de válvulas de expansión se consigue alcanzar los diferentes niveles de presión de cada ciclo. Tal y como se ha explicado en apartados anteriores, al ir disminuyendo la presión progresivamente, la temperatura a la que se evapora el refrigerante desciende, enfriando así el gas natural.

En el caso del ciclo de propano, se ha optado por utilizar 3 válvulas de expansión que den lugar a los diferentes niveles de presión requeridos. Dichos niveles se han fijado teniendo en cuenta el diagrama P-T del propano (Figura 4. 3), las condiciones de presión y temperatura del gas a la salida del ciclo de preenfriamiento (Tabla 4. 5) y el número de saltos de presión.

Tabla 4. 9. Valores de presión de salida de las válvulas del ciclo de propano.

Válvula de expansión	Presión de salida (bar _a)
VC3-1	7,5
VC3-2	4
VC3-3	1,7

Compresores

Al igual que las válvulas de expansión, los compresores se encargan de modificar la presión en las corrientes de refrigerante y generar así los distintos escalones. Por tanto, se requerirá el mismo número de compresores que de válvulas de expansión y sus presiones de salida deberán ser coincidentes entre si para poder completar el ciclo de refrigeración.

En la simulación se ha diseñado un compresor individual para cada nivel de presión, lo que hace un total de 3 compresores para el ciclo de propano. Sin embargo, en la realidad es bastante frecuente el uso de dos compresores por ciclo, entre los que se reparte el caudal total de refrigerante. Respecto al tipo de compresor, suelen emplearse compresores axiales con varias admisiones y una única salida. La Tabla 4. 10 muestra los valores de presión de salida para cada uno de los compresores utilizados en el diseño del ciclo de preenfriamiento.

Tabla 4. 10. Valores de presión de salida de los compresores del ciclo de propano.

Compresor	Presión de salida (bar _a)
CC3-1	15
CC3-2	7,5
CC3-3	4

Intercambiador atmosférico

Estos equipos son los encargados de retirar el calor adquirido por el refrigerante en los compresores. El fluido empleado para ello es agua de circuito a 21 °C de temperatura y 1 bar de presión.

Para este caso se han diseñado intercambiadores de tipo carcasa y tubos y se ha especificado la temperatura de salida de la corriente caliente, es decir, la correspondiente al refrigerante de cada etapa. Respecto a la pérdida de presión, no se ha introducido este parámetro como variable de cálculo pero más adelante se obtendrá como resultado del diseño detallado de los equipos (apartado 5.2).

La Tabla 4. 11 muestra los valores de los parámetros fijados en el diseño del intercambiador atmosférico del ciclo de propano.

Tabla 4. 11. Variables de diseño del intercambiador atmosférico H3 del ciclo de preenfriamiento.

Parámetro	Valor
Temperatura de salida (corriente 40106)	23 °C
Caudal de agua	100 000 ton/h

Splitters

Los splitters son equipos encargados de dividir una corriente entrante en dos corrientes salientes de caudales independientes. Tal y como se muestra en la Figura 4. 2, dichos equipos (SPC3-1 y SPC3-2) se sitúan antes de las válvulas de expansión y separan las corrientes líquidas que van a tener diferentes niveles de presión.

Para poder diseñarlos adecuadamente, es necesario fijar en cada uno de ellos su fracción de separación, teniendo en cuenta que la corriente de propano debe entrar líquida al intercambiador criogénico siguiente y evaporarse por completo en el interior del mismo. A continuación se muestran los valores de fracción de separación fijados en los splitters del ciclo de propano y la corriente a la que corresponde dicho valor.

Tabla 4. 12. Valores de fracción de separación para los splitters del ciclo de preenfriamiento.

Splitter	Corriente de referencia	Fracción de separación
SPC3-1	40108	0,957
SPC3-2	40115	0,763

Mixers

Estos equipos se encargan de mezclar y unificar las corrientes que han sido separadas previamente. Son unidades que no presentan ningún grado de libertad, por lo que no es necesario especificar ningún tipo de variable.

La Tabla 4. 13 muestra de forma resumida las variables fijadas en cada uno de los equipos participantes en el ciclo de propano.

Tabla 4. 13. Resumen de las variables de diseño del ciclo de preenfriamiento.

Equipo	Caudal (ton/h)	Temperatura (°C)	Presión (bar_a)	ΔP (bar)	Fracción de separación	Corriente de referencia
<i>Caudal de propano</i>	2437,5	23	15	-	-	-
<i>Evaporadores</i>						
HC31	-	16	-	-0,5	-	-
HC32	-	-2	-	-0,5	-	-
HC33	-	-27	-	-0,5	-	-
<i>Válvulas de expansión</i>						
VC3-1	-	-	7,5	-	-	-
VC3-2	-	-	4	-	-	-
VC3-3	-	-	1,7	-	-	-
<i>Compresores</i>						
CC3-1	-	-	15	-	-	-
CC3-2	-	-	7,5	-	-	-
CC3-3	-	-	4	-	-	-
<i>Intercambiador atm.</i>						
H3	100 000	23	-	-	-	-
<i>Splitters</i>						
SPC3-1	-	-	0,957	-	-	40108
SPC3-2	-	-	0,763	-	-	40115

4.5.2 Ciclo de etileno

Una vez preenfriado en el ciclo de propano, el gas natural se envía a la siguiente etapa de refrigeración, donde tiene lugar la licuación propiamente dicha. El esquema de proceso es prácticamente igual que la etapa anterior, solo que en este caso se emplea etileno como refrigerante. Asimismo, las variables fijadas en cada equipo se han amoldado para cumplir los requisitos que exige la licencia.

Al tratarse de una mezcla de compuestos, la licuación del gas natural ocurre a varias temperaturas diferentes y no a temperatura constante, como es el caso de los refrigerantes puros. Por esta razón, en la curva de Temperatura-Entalpía de la Figura 2. 16 se puede ver como la licuación del gas no es horizontal, aunque sí que se observa cierta horizontalidad en comparación con las etapas de preenfriamiento y subenfriamiento.

Análogamente a la etapa anterior, la Tabla 4. 14 muestra los valores de presión y temperatura de la corriente de gas a la salida del ciclo de etileno. En este caso, el ciclo se ha diseñado únicamente con 3 niveles de presión, de 24, 4,5 y 1,75 bar_a.

Tabla 4. 14. Valores de presión y temperatura de la corriente de gas a la salida del ciclo de etileno.

Parámetro	Valor
Presión	47,5 bar
Temperatura	-91 °C

4.5.2.1 Equipos

Debido a que el ciclo de etileno presenta sólo dos escalones de presión, el número de equipos necesarios para llevar a cabo la licuación será menor que en el caso anterior. Sin embargo, se repite el mismo esquema de ciclo de refrigeración. La Tabla 4. 15 muestra los equipos empleados en el ciclo de etileno.

Tabla 4. 15. Equipos que forman el ciclo de licuación con etileno.

Equipos	Cantidad	Nomenclatura
Evaporador	2	HC21, HC22
Compresor	2	CC2-1, CC2-2
Intercambiador atmosférico	1	H2
Válvula de expansión	2	VC2-1, VC2-2
Splitter	1	SPC2-1
Mixer	1	MXC2-1

4.5.2.2 Variables

A continuación se muestran las variables manipuladas para alcanzar las condiciones de licuación requeridas en el ciclo de etileno.

Corriente de etileno

Teniendo en cuenta las mismas condiciones que en el ciclo anterior (refrigerante totalmente evaporado en el intercambiador criogénico y mínima presión de ciclo superior a la atmosférica) y fijando como valores objetivo los mostrados en la Tabla 4. 14, se ha ejecutado la simulación con los siguientes parámetros:

Tabla 4. 16. Condiciones de caudal, presión y temperatura de la corriente de etileno en el ciclo de licuación (corriente 30107 en el diagrama).

Parámetro	Valor
Caudal másico	1435 ton/h
Presión	24 bar
Temperatura	23 °C

Evaporadores

Para el caso del etileno se han diseñado 2 evaporadores, acorde a los 2 saltos de presión necesarios, y serán nuevamente del tipo placas y aletas. Al igual que en la etapa anterior, las corrientes de salida calientes tendrán la misma temperatura y la pérdida de carga a su paso por el intercambiador será de 0,5 bar.

Del mismo modo, la diferencia entre las corrientes de salida fría y caliente será de 3 K como mínimo. La Tabla 4. 17 muestra los valores de dichas temperaturas en cada evaporador.

Tabla 4. 17. Temperaturas de salida de los evaporadores del ciclo de etileno.

Evaporador	Temperatura de salida (corrientes calientes, °C)	Temperatura de salida (corriente fría, °C)
HC21	-70	-73
HC22	-91	-94,3

Válvulas de expansión

El ciclo de licuación requiere sólo dos válvulas de expansión, cuya presión de salida se fija en base al diagrama de la Figura 4. 3 y los valores objetivo de la Tabla 4. 14.

Tabla 4. 18. Valores de presión de salida de las válvulas del ciclo de etileno.

Válvula de expansión	Presión de salida (bar _a)
VC2-1	4,5
VC2-2	1,75

Compresores

La Tabla 4. 19 muestra la presión de salida de los compresores del ciclo de licuación. Al igual que las válvulas de expansión, se han empleado 2 unidades de tipo axial con varias admisiones y cuyas presiones de salida coinciden con los niveles de presión fijados.

Tabla 4. 19. Valores de presión de salida de los compresores del ciclo de etileno.

Compresor	Presión de salida (bar _a)
CC2-1	24
CC2-2	4,5

Intercambiador atmosférico

Al igual que en la etapa anterior, el intercambiador atmosférico, de tipo carcasa-tubos, se sitúa a la salida del compresor y utiliza agua a 21 °C como refrigerante. Para este caso, los valores de las variables modificadas han sido los siguientes:

Tabla 4. 20. Variables de diseño del intercambiador atmosférico H2 del ciclo de licuación.

Parámetro	Valor
Temperatura de salida (corriente 30106)	23 °C
Caudal de agua	20 000 ton/h

Splitters

Dado que sólo se han diseñado dos niveles de presión, únicamente será necesario un splitter que divida la corriente principal de refrigerante en dos fracciones. Así, el valor fijado de fracción de separación para dicho splitter es el siguiente:

Tabla 4. 21. Fracción de separación para el splitter del ciclo de licuación.

Splitter	Corriente de referencia	Fracción de separación
SPC2-1	30101	0,58

En la Tabla 4. 22 se recogen los valores de las variables fijadas en el ciclo de licuación con etileno.

Tabla 4. 22. Resumen de las variables de diseño del ciclo de licuación.

Equipo	Caudal (ton/h)	Temperatura (°C)	Presión (bar_a)	ΔP (bar)	Fracción de separación	Corriente de referencia
<i>Caudal de etileno</i>	1435	23	24	-	-	-
<i>Evaporadores</i>						
HC21	-	-70	-	-0,5	-	-
HC22	-	-91	-	-0,5	-	-
<i>Válvulas de expansión</i>						
VC2-1	-	-	4,5	-	-	-
VC2-2	-	-	1,75	-	-	-
<i>Compresores</i>						
CC2-1	-	-	24	-	-	-
CC2-2	-	-	4,5	-	-	-
<i>Intercambiador atm.</i>						
H2	20 000	23	-	-	-	-
<i>Splitters</i>						
SPC2-1	-	-	0,58	-	-	30101

4.5.3 Ciclo de metano

Para garantizar que el GNL se evapore lo mínimo posible durante su trayecto en cisterna y tubería, el gas se subenfrió después del ciclo de licuación hasta los $-150\text{ }^{\circ}\text{C}$ aproximadamente. Para ello, se utiliza metano puro como refrigerante, tal y como se ha explicado en apartados anteriores.

A continuación se muestran los valores de presión y temperatura a la salida del ciclo de subenfriamiento, llevado a cabo con 3 niveles de presión de $51,5\text{ bar}_a$, 26 bar_a y $1,75\text{ bar}_a$.

Tabla 4. 23. Valores de presión y temperatura de la corriente de gas a la salida del ciclo de metano.

Parámetro	Valor
Presión	$46,5\text{ bar}$
Temperatura	$-150\text{ }^{\circ}\text{C}$

4.5.3.1 Equipos

En este caso el número de equipos empleados en el ciclo de metano será el mismo que en el ciclo anterior, debido a que ambos poseen el mismo número de escalones de presión. La Tabla 4. 24 muestra los equipos empleados en el ciclo de metano.

Tabla 4. 24. Equipos que forman el ciclo de subenfriamiento con metano.

Equipos	Cantidad	Nomenclatura
Evaporador	2	HC11, HC12
Compresor	2	CC1-1, CC1-2
Intercambiador atmosférico	1	H1
Válvula de expansión	2	VC1-1, VC1-2
Splitter	1	SPC1-1
Mixer	1	MXC1-1

4.5.3.2 Variables

Al igual que en los apartados anteriores, se detallan a continuación las variables fijadas en el ciclo de subenfriamiento.

Corriente de metano

Tal y como se ha comentado, el refrigerante utilizado en esta etapa es metano puro. Al tratarse de un compuesto tan ligero, su temperatura de licuación es inferior a la del resto de refrigerantes utilizados. Para alcanzar dicha temperatura y poder licuarse, es necesario que la corriente de metano pase por los intercambiadores de los ciclos anteriores antes de expandirse

en la válvula correspondiente.

De esta manera, y fijando las mismas condiciones que en las dos etapas anteriores, la corriente de metano presenta las siguientes características:

Tabla 4. 25. Condiciones de caudal, presión y temperatura de la corriente de metano en el ciclo de licuación (corriente 20107 en el diagrama).

Parámetro	Valor
Caudal másico	496,2 ton/h
Presión	51,5 bar
Temperatura	23 °C

Evaporadores

Análogamente a la etapa de licuación, el ciclo de subenfriamiento presenta 2 escalones de presión, por lo que se han diseñado también 2 evaporadores. Teniendo en cuenta que la temperatura de las corrientes calientes es la misma y difiere en 3 K con la de la corriente fría, se han obtenido los valores mostrados en la Tabla 4. 26.

Tabla 4. 26. Temperaturas de salida de los evaporadores del ciclo de metano.

Evaporador	Temperatura de salida (corrientes calientes, °C)	Temperatura de salida (corriente fría, °C)
HC11	-96	-100
HC12	-150	-155

Válvulas de expansión

Nuevamente se requieren 2 válvulas de expansión para generar los distintos niveles de presión. La Tabla 4. 27 muestra los valores de presión de salida de dichas válvulas.

Tabla 4. 27. Valores de presión de salida de las válvulas del ciclo de metano.

Válvula de expansión	Presión de salida (bar _a)
VC1-1	26
VC1-2	1,75

Compresores

En la Tabla 4. 28 se recogen los valores de presión de salida de los dos compresores axiales utilizados en el ciclo de subenfriamiento.

Tabla 4. 28. Valores de presión de salida de los compresores del ciclo de metano.

Compresor	Presión de salida (bar_a)
CC1-1	51,5
CC1-2	26

Intercambiador atmosférico

En el caso del intercambiador atmosférico del ciclo de metano, se han fijado los valores mostrados a continuación:

Tabla 4. 29. Variables de diseño del intercambiador atmosférico H1 del ciclo de subenfriamiento.

Parámetro	Valor
Temperatura de salida (corriente 20106)	23 °C
Caudal de agua	4000 ton/h

Splitters

Al igual que en la etapa anterior, en este ciclo sólo se dispone de un splitter que divide en dos la corriente de refrigerante principal. La fracción de separación fijada para este equipo se muestra a continuación.

Tabla 4. 30. Fracción de separación del splitter del ciclo de subenfriamiento.

Splitter	Corriente de referencia	Fracción de separación
SPC1-1	20111	0,81

Seguidamente se presenta la tabla resumen del ciclo de subenfriamiento con metano.

Tabla 4. 31. Resumen de las variables de diseño del ciclo de subenfriamiento.

Equipo	Caudal (ton/h)	Temperatura (°C)	Presión (bar_a)	ΔP (bar)	Fracción de separación	Corriente de referencia
<i>Caudal de metano</i>	496,2	23	51,5	-	-	-
<i>Evaporadores</i>						
HC11	-	-96	-	-0,5	-	-
HC12	-	-150	-	-0,5	-	-
<i>Válvulas de expansión</i>						
VC1-1	-	-	26	-	-	-
VC1-2	-	-	1,75	-	-	-
<i>Compresores</i>						
CC1-1	-	-	51,5	-	-	-
CC1-2	-	-	26	-	-	-
<i>Intercambiador atm.</i>						
H1	4000	23	-	-	-	-
<i>Splitters</i>						
SPC2-1	-	-	0,81	-	-	20111

4.5.4 Zona de expansión final

Se trata de la última etapa del proceso de licuación. En ella, el GNL alcanza los $-161\text{ }^{\circ}\text{C}$ requeridos para su almacenamiento y transporte a 1 bar de presión. Debido a la sencillez de la operación, esta zona sólo cuenta con dos equipos: una válvula de expansión, idéntica a las utilizadas en etapas anteriores, y un separador flash, que separa la corriente de vapor generada por el descenso de presión y el producto final GNL. La Tabla 4. 32 muestra los equipos que forman esta última etapa.

Tabla 4. 32. Equipos integrantes de la zona final de expansión.

Equipos	Cantidad	Nomenclatura
Válvula de expansión	1	VGNL
Separador Flash	1	SPC1

Las variables fijadas en este caso han sido aquellas relacionadas con las especificaciones que requieren los equipos, como son la presión de salida de la válvula de expansión y pérdida de carga en el separador flash. Asimismo, se ha considerado este último equipo como adiabático. A continuación, se detallan los valores fijados en estas dos unidades.

Tabla 4. 33. Variables de los equipos de la zona de expansión final.

Equipo	Parámetro	Valor
VGNL	Presión de salida	1 atm
SPC1	Pérdida de carga	0 atm

5. ANÁLISIS DE RESULTADOS

En este apartado se muestran los distintos resultados obtenidos una vez ejecutada la simulación del proceso.

5.1 GNL PRODUCIDO

Tal y como se ha comentado anteriormente, el GNL producido debe ser almacenado a $-163\text{ }^{\circ}\text{C}$ aproximadamente y 1 atm de presión. Para facilitar la simulación, se ha supuesto que el gas de entrada está perfectamente acondicionado y libre de compuestos perjudiciales para el proceso, como son el CO_2 , H_2S , N_2 o agua. A la vista de los resultados obtenidos, se puede decir que los requerimientos fijados en un principio se han cumplido satisfactoriamente, pues la corriente de GNL saliente (corriente 10111) presenta los valores mostrados en las Tabla 5. 1 y Tabla 5. 2.

Tabla 5. 1. Parámetros de la corriente producto de GNL.

Parámetro	Valor
Temperatura (corriente 10111)	$-161,2\text{ }^{\circ}\text{C}$
Presión	1 atm
Caudal másico de GNL	473 ton/h

Tabla 5. 2. Composición final del GNL producido.

Composición	% molar
Metano	91,9
Etano	5,5
Propano	1,7
i-Butano	0,3
n-Butano	0,3
n-Pentano	0,1
Nitrógeno	0,1

Esta composición entra dentro de los valores estándar para GNL de distintas procedencias (Tabla 4. 3). De la misma manera, se ha calculado el porcentaje de GNL producido respecto al gas natural entrante a la planta, cuyo valor depende de la tecnología empleada y de la composición del gas inicial, entre otros. Para este caso, dicho porcentaje suele estar alrededor del 90%.

$$\% \text{ GNL} = \frac{\text{GNL producido}}{\text{Gas natural entrante}} = \frac{473 \text{ ton/h}}{517,5 \text{ ton/h}} = 91,4 \%$$

Debido a la expansión final que sufre la corriente de GNL, una parte del gas se evapora y se destina a consumos internos de la planta, como es el combustible requerido por las turbinas de gas (subapartado 5.5). Es por esto que la capacidad de licuación de la instalación no es del 100 %.

5.2 INTERCAMBIADORES ATMOSFÉRICOS

Tal y como se ha comentado en apartados anteriores, estos equipos se encargan de enfriar la corriente de refrigerante proveniente del compresor mediante agua de circuito a presión atmosférica. Para obtener los resultados referentes a estos refrigeradores y realizar el dimensionamiento de los mismos, se ha hecho uso de la herramienta “Aspen Exchanger Design and Rating” (EDR), la cuál permite importar las variables de entrada necesarias y proporcionar de manera sencilla las dimensiones del equipo.

En primer lugar, los refrigeradores se han modelado como intercambiadores de tipo carcasa-tubos en contracorriente (HeatX) y se ha seleccionado el método de cálculo “Shortcut” en cada uno de ellos. A partir de ahí, se han introducido los parámetros necesarios por el EDR y se ha ejecutado un modelo diferente para cada intercambiador. Los resultados obtenidos se muestran en las Tabla 5. 3, Tabla 5. 4 y Tabla 5. 5.

Tabla 5. 3. Resultados del dimensionamiento del intercambiador atmosférico H1.

Variable	Intercambiador H1
Duty (kW)	9980,1
Sección corriente caliente	Tubos
Máx ΔT agua de mar (°C)	2
Dimensiones	
Diámetro exterior de carcasa (mm)	2051
Longitud de tubo (mm)	4650
Número de deflectores	6
Espaciado entre deflectores (mm)	440
Tubos	
Número de tubos	5733
Número de pasos de tubo	1
Pérdida de presión	
Carcasa (bar)	0,17
Tubos (bar)	0,03
Número de unidades en paralelo	4

Variable	Intercambiador H1
<i>Número de unidades en serie</i>	1

Tabla 5. 4. Resultados del dimensionamiento del intercambiador atmosférico H2.

Variable	Intercambiador H2
Duty (kW)	59650
Sección corriente caliente	Tubos
Máx ΔT agua de mar (°C)	2
<i>Dimensiones</i>	
Diámetro exterior de carcasa (mm)	2526
Longitud de tubo (mm)	6000
Número de deflectores	12
Espaciado entre deflectores (mm)	250
<i>Tubos</i>	
Número de tubos	8179
Número de pasos de tubo	1
<i>Pérdida de presión</i>	
Carcasa (bar)	0,2
Tubos (bar)	0,07
<i>Número de unidades en paralelo</i>	10
<i>Número de unidades en serie</i>	6

Tabla 5. 5. Resultados del dimensionamiento del intercambiador atmosférico H3.

Variable	Intercambiador H3
Duty (kW)	299125
Sección corriente caliente	Tubos
Máx ΔT agua de mar (°C)	2
<i>Dimensiones</i>	
Diámetro exterior de carcasa (mm)	2526
Longitud de tubo (mm)	6000
Número de deflectores	8
Espaciado entre deflectores (mm)	250
<i>Tubos</i>	

Variable	Intercambiador H3
Número de tubos	6956
Número de pasos de tubo	1
<i>Pérdida de presión</i>	
Carcasa (bar)	0,2
Tubos (bar)	0,02
<i>Número de unidades en paralelo</i>	10
<i>Número de unidades en serie</i>	6

La longitud de tubo mostrada en las tablas hace referencia a la longitud mecánica de dicho tubo, no a la longitud efectiva donde tiene lugar la transferencia de calor. Asimismo, el espaciado entre los deflectores del intercambiador se ha considerado desde el centro de uno hasta el centro del siguiente. Los planos correspondientes a estos equipos se muestran en el Anexo B.

5.3 INTERCAMBIADORES CRIOGÉNICOS

Estos equipos son considerados los más importantes dentro del proceso de licuefacción de gas, puesto que es en ellos donde ocurre la refrigeración de la corriente objetivo. Debido a que el refrigerante empleado se encuentra a temperaturas muy bajas, estos intercambiadores adquieren la denominación de criogénicos. El tipo de intercambiador a utilizar viene dado por la tecnología de licuefacción y, en este caso, se han diseñado intercambiadores de tipo placas y aletas multicorriente (MHeatX).

Debido a la gran complejidad que presentan, la empresa licenciante, en este caso Conoco-Phillips, se encarga del diseño y dimensionamiento detallado de los intercambiadores criogénicos. Aún así, el programa EDR proporciona un diseño preliminar totalmente válido para el nivel de detalle exigido en este trabajo y cuyos resultados se comentan a continuación.

A la vista de los resultados mostrados en la Tabla 5. 6, se puede determinar que el intercambiador HC11 es, con diferencia, el que más potencia consume en todo el proceso. Por ello, presenta también las mayores dimensiones y el mayor número de aletas. Esto se debe a que el caudal de refrigerante utilizado para enfriar el gas en este intercambiador es bastante inferior al empleado en el resto (94,2 ton/h) y por tanto, requiere una mayor área de transferencia de calor para lograr la temperatura de salida fijada.

En el Anexo B se muestran los planos simplificados de estos equipos.

Tabla 5. 6. Resultados obtenidos en el dimensionamiento de los intercambiadores criogénicos.

Variable	HC11	HC12	HC21	HC22	HC31	HC32	HC33
Duty (kW)	299 125	29 403	70 783	52 321	10 472	51 514	173 655
<i>Dimensiones</i>							
Altura efectiva (mm)	2526	1094	1783	1799	1485	2022	3926
Anchura efectiva (mm)	6000	890	899	899	900	868	898
Número de placas por intercambiador	8	108	112	116	1835	117	118
Número de aletas	250	4	6	5	7	7	6
<i>Pérdida de presión</i>							
Máx pérdida de presión (bar)	0,2	0,57	0,61	0,6	0,6	0,59	0,61
<i>Número de unidades en paralelo</i>							
	10	5	10	7	1	18	40
<i>Número de unidades en serie</i>							
	6	1	1	1	1	1	1

5.4 COMPRESORES

Debido a su gran consumo energético y elevado coste de capital, los compresores son considerados equipos muy importantes dentro de toda instalación. En una planta de licuefacción de tipo Conoco-Phillips, los compresores son los encargados, junto con las válvulas de expansión, de llevar a cabo los distintos saltos de presión a los que opera el proceso.

Dos parámetros a tener en cuenta en el diseño de los compresores son las eficiencias isentrópica y mecánica. La primera de ellas se define como la relación entre el trabajo de entrada requerido para elevar la presión de manera isentrópica y el trabajo de entrada real. Los compresores comerciales suelen presentar eficiencias isentrópicas entre el 80 % y 90 %. Debido a problemas de fricción y rozamiento entre pistones, cilindros y demás piezas del compresor, se define también un rendimiento mecánico que, en los equipos más modernos, suele ser próximo al 100 %.

A la hora de modelizar la simulación, los compresores se han diseñado como equipos isentrópicos con un rendimiento mecánico del 100 % y rendimiento isentrópico del 80 %. La Tabla 5. 7 muestra los valores de potencia obtenidos en el cálculo, así como el caudal volumétrico de entrada al compresor y el salto de presión fijado.

Tabla 5. 7. Características de los compresores diseñados en la simulación.

Compresor	Caudal de entrada (m ³ /h)	Salto de presión (bar)	Potencia requerida (kW)
CC1-1	24 397	26	16 589
CC1-2	190 172	25	36 886
CC2-1	250 035	20	75 005
CC2-2	247 434	9	28 331
CC3-1	187 982	8	35 181
CC3-2	336 086	4	31 915
CC3-3	657 562	3	35 004

Tal y como se ha comentado, en la simulación se ha diseñado un compresor por cada salto de presión. Sin embargo, en los ciclos de refrigeración reales que utilizan Conoco-Phillips como tecnología de licuación, se utilizan compresores con múltiples admisiones y una sola salida, de modo que cada etapa dispone de 2 compresores axiales con varias entradas entre los que se reparte el flujo de refrigerante. Teniendo en cuenta esto y los valores de la Tabla 5. 7, se han consultado varios catálogos de distintos suministradores y se han escogido los siguientes modelos de la marca General Electric (GE), siguiendo las recomendaciones de la Figura 5. 1.

Para los compresores de los ciclos de propano y etileno se han elegido los modelos *Straight-through Axial Compressor* AN400 y AN200 respectivamente, los cuales cumplen con los requisitos de caudal volumétrico, presión de descarga y potencia, exigidos por la simulación y teniendo en cuenta que el flujo de refrigerante se reparte entre dos unidades. La Figura 5. 2 muestra un diagrama simplificado del equipo. Sin embargo, este tipo de compresores no

puede aplicarse en el ciclo de metano puesto que no son capaces de suministrar la presión de descarga necesaria en esta etapa (51,5 bar). Así pues, para este ciclo se ha elegido el modelo *Straight-Through Centrifugal Compressor* BCL1000 que, como se trata de un compresor centrífugo con una sola admisión, será necesario instalar uno por cada salto de presión (Figura 5. 3).

A modo resumen, la Tabla 5. 8 recoge el tipo de compresor empleado en cada ciclo, así como las condiciones de presión y caudal en cada caso. En el Anexo C se han incluido los catálogos de los suministradores, los cuáles muestran una breve descripción de los equipos y sus especificaciones.

Tabla 5. 8. Resumen de compresores utilizados en los tres ciclos y sus respectivas condiciones.

Ciclo	Caudal de entrada (m ³ /h)	Presión de salida (bar)	Modelo de compresor
Propano	187 982	15	AN400 (x2)
	336 086		
	657 562		
Etileno	250 035	24	AN200 (x2)
	247 434		
Metano	24 397	51,5	BCL1000 (x1)
	190 172		BCL1000 (x1)

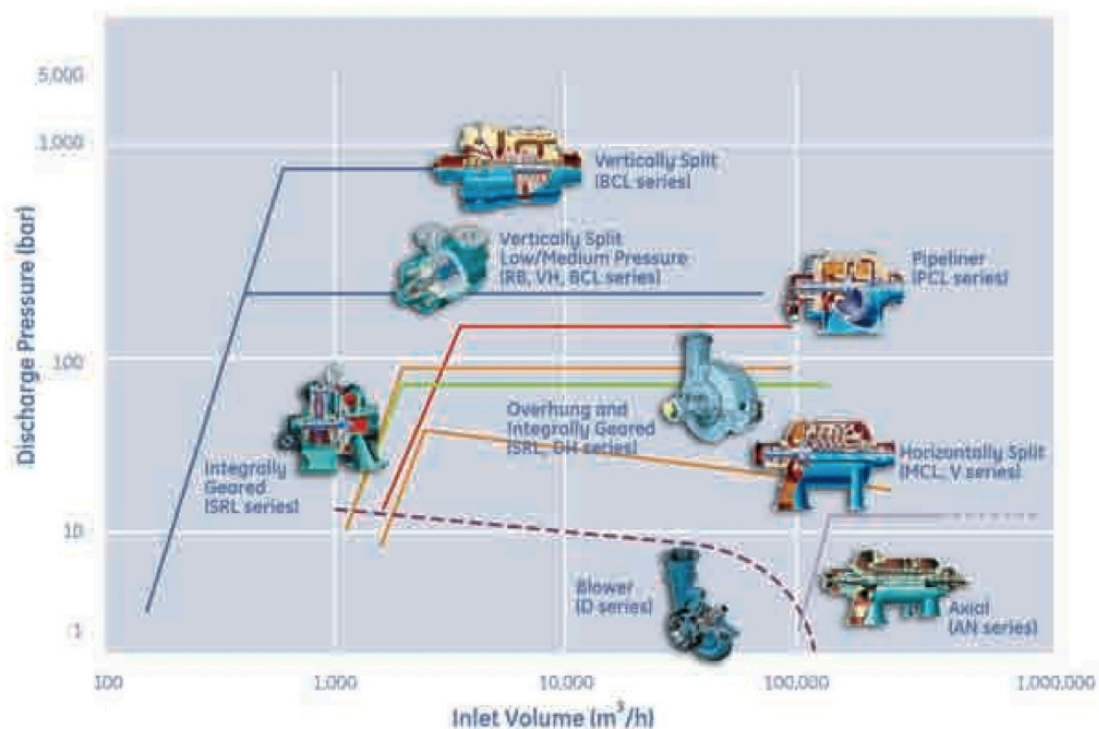


Figura 5. 1. Tipo de compresor recomendado por GE en función de la presión de descarga y el caudal volumétrico de entrada. [9]

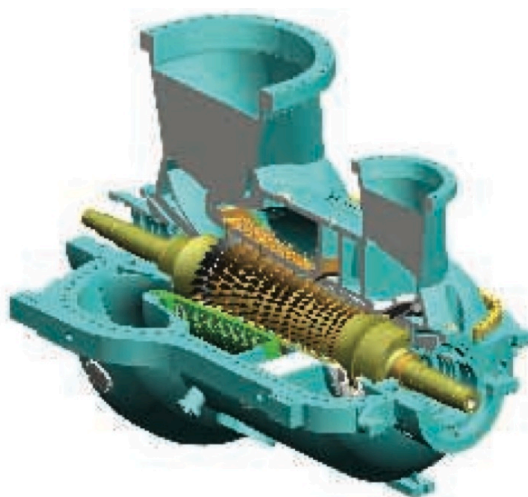


Figura 5. 2. Diagrama de un compresor axial de tipo AN. [10]

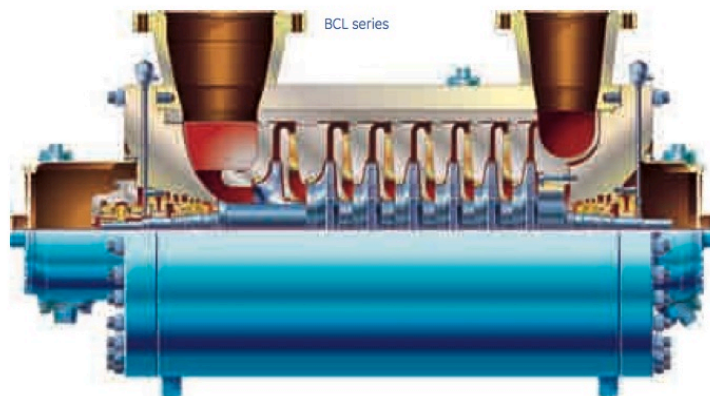


Figura 5. 3. Diagrama de un compresor centrífugo de tipo BCL, empleado en el ciclo de metano. [9]

5.5 TURBINAS

Los compresores de refrigerante son responsables de una gran parte del consumo global de toda la planta, aproximadamente un 40 %, por lo que resulta de especial interés el tipo de actuador empleado para poner en marcha estos equipos. Actualmente, existen 3 tipos de actuadores: motores eléctricos, turbinas de gas y turbinas de vapor. Las turbinas de gas son las más frecuentemente utilizadas en las plantas de licuación de GNL, aunque cada vez son más las instalaciones que optan por utilizar motores eléctricos. Incluso se está estudiando la posibilidad de combinar ambas tecnologías y elegir una u otra en función de los precios de gas y electricidad.

Existen dos tipos de turbinas de gas: las industriales y las aeroderivadas. Las primeras se diseñan para poder trabajar con grandes potencias ante composiciones variables de combustible. Sin embargo, este tipo de turbinas presenta bajos niveles de rendimiento. Las turbinas aeroderivadas, cuyo diseño está basado en los motores de avión, presentan un alto rendimiento, pero una menor flexibilidad en cuanto a composición de combustible. Además, son de menor tamaño y mucho más ligeras que las turbinas de gas convencionales, lo cual facilita su sustitución en caso de mantenimiento (en tan sólo 48 h, frente a los 14 días necesarios en el caso de una turbina de gas industrial).

Puesto que los compresores elegidos para la instalación son de la marca GE, se ha considerado adecuado utilizar turbinas aeroderivadas del mismo suministrador. Así, para el ciclo de etileno, se ha optado por el modelo LMS100-PA+ ya que proporciona la potencia necesaria para accionar los dos compresores con una eficiencia aproximada del 43 %. Igualmente, se ha escogido el mismo modelo para mover los compresores del ciclo de propano. En el caso del metano, con 2 compresores de tipo centrífugo, se requerirán 2 turbinas aeroderivadas de menor potencia que muevan cada uno de los compresores. Para el CC1-1, se ha elegido la turbina LM6000-PF y para el CC1-2, se ha escogido el modelo LMS100-PB, ambas también de la marca GE. En el Anexo C se muestran las especificaciones de las turbinas empleadas.

Respecto a la configuración compresor-turbina, se ha decidido que cada turbina mueva los dos compresores idénticos entre los que se reparte el flujo de refrigerante, cada uno de ellos

con sus admisiones correspondientes. Por tanto, la planta contará en total con 4 turbinas, 1 para el ciclo de etileno, 1 para el ciclo de propano y 2 para el de metano. La Figura 5. 4 muestra un ejemplo de la configuración descrita previamente.

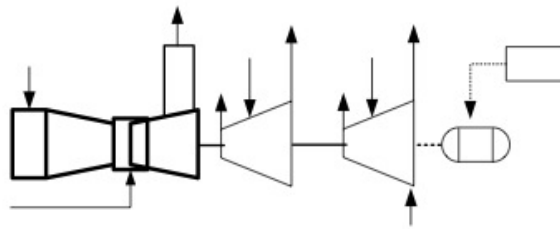


Figura 5. 4. Configuración compresor-turbina utilizada en los ciclos de refrigeración. [14]

En el caso real, la planta Sabine Pass dispone de 6 turbinas aeroderivadas, en vez de las 4 diseñadas en este trabajo. Esto se debe a que la licencia propone el uso de dos grupos turbina/compresor por cada ciclo de refrigeración (Figura 5. 5), lo que se conoce como configuración “2 trenes en 1”. Esto parte de la idea lógica de duplicar aquellos equipos que presenten una mayor facilidad para romperse o requieran mayor mantenimiento, como son las máquinas rotativas, turbinas y compresores en este caso.

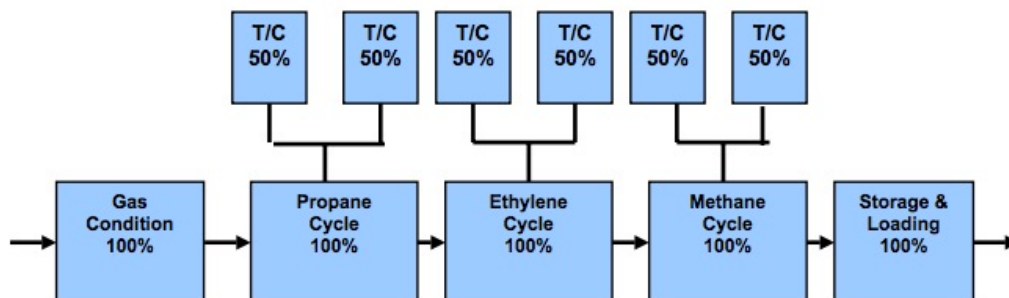


Figura 5. 5. Configuración “2 trenes en 1” de la licencia Conoco Phillips. [19]

6. PLANIFICACIÓN DEL PROYECTO

En este apartado se muestra una planificación estimada del proyecto de construcción y puesta en marcha del tren de licuación.

A grandes rasgos, y teniendo en cuenta los posibles retrasos que puedan ocurrir, se estima que la duración del proyecto desde el diseño de la ingeniería hasta la puesta en marcha sea de 5 años. Todos los componentes que forman parte del proyecto serán ubicados, construidos y manejados en base a las normas establecidas por la Comisión Reguladora Federal de la Energía de los Estados Unidos (FERC). Ello conlleva operar bajo procedimientos que mitiguen los daños ocasionados en la zona, así como realizar labores de revegetación una vez construido el tren de licuación.

Con el objeto de aprovechar al máximo el terreno disponible y facilitar los accesos, las oficinas de dirección de obra se situarán en terrenos ya utilizados previamente en la construcción de la planta de regasificación. Aún así, será necesario habilitar nuevas zonas que acojan los equipos que vayan llegando a obra y donde se puedan llevar a cabo labores auxiliares. Debido a que la mayoría de estos equipos se recibirán mediante transporte marítimo, también se requerirá una remodelación de las instalaciones portuarias de la planta.

Existen elementos que pueden ser construidos directamente en el emplazamiento de la obra, como son las tuberías. La instalación de dichas tuberías se realizará al mismo tiempo que la instalación de los equipos. Cuando la construcción alcance aproximadamente el 70 %, el trabajo de obra se centrará en completar los diferentes sistemas en los que se divide el proyecto, lo cual será dirigido por la empresa de ingeniería y ejecutado por el equipo de obra. Para entonces, la parte civil y estructural estarían prácticamente terminadas, así como la instalación de los equipos principales y la mayoría de las tuberías de gran diámetro. Una vez que todas las tuberías, equipos para pruebas hidráulicas y neumáticas y equipos principales estén instalados, podrán desmantelarse progresivamente las estructuras temporales construidas.

Para poder llevar a cabo todas estas labores de construcción y operación se necesita un gran número de permisos, licencias y acuerdos. Entre ellos destacan aquellos relacionados con la preservación del medio ambiente y fauna de la zona, como son el *Clean Water Act Permit*, *Air Permit* o *Endangered Species Act Consultation*. Además, deberán solicitarse permisos de obra al organismo local correspondiente.

6.1 FASES DEL PROYECTO

En este apartado se describen brevemente las distintas fases en las que se ha dividido la ejecución del proyecto. Dichas fases son:

- Selección del emplazamiento
- Anteproyecto
- Ingeniería básica (FEED)
- Contratos de gas y GNL

- Contrato EPC
- Puesta en marcha

6.1.1 Selección del emplazamiento

La primera fase del proyecto consiste en concretar la ubicación del tren de licuación. En el Capítulo 3 ya se comentaron los aspectos principales del emplazamiento del proyecto.

6.1.2 Anteproyecto

Una vez fijado el objetivo del proyecto, se inicia la fase de anteproyecto. En ella se lleva a cabo la pre-ingeniería conceptual necesaria para definir los parámetros básicos de diseño y poder desarrollar la ingeniería básica más adelante. En esta fase se obtiene un documento de una extensión considerable con las especificaciones de la planta, conocido como “Statement of Requirement” (SOR).

A continuación, se realiza un concurso mediante el cual se decide que contratista realiza la ingeniería básica (FEED), correspondiente a la siguiente fase.

6.1.3 Ingeniería básica (FEED)

En la ingeniería básica o FEED (Front End Engineering Design) se elabora el diseño y estudios necesarios para abrir posteriormente la petición de ofertas de la ingeniería de detalle, que desarrollará un contratista EPC. En esta fase se establecen también las bases de adquisición de suministro de equipos y materiales, de construcción y puesta en marcha de las instalaciones y un presupuesto de inversiones. Además, se llevan a cabo algunos estudios complementarios, como son estudios geotécnicos preliminares, un análisis detallado de riesgos o estudio de impacto ambiental.

Una vez completada la ingeniería básica, se analizan las distintas ofertas de contratistas y se decide si invertir o no en el proyecto, lo que se conoce como “Final Investment Decision” (FID). En paralelo a la fase FEED se realizan los contratos de suministros y venta de gas.

6.1.4 Contratos de gas natural y GNL

Esta fase incluye todos los trámites y negociaciones necesarias para la contratación del gas natural utilizado como materia prima de la planta y suministro del GNL producido.

La entrega del GNL se realizará en la misma planta de licuación, lo que se conoce como suministro de GNL FOB con libre destino. El comprador de GNL deberá disponer de flota de transporte marítimo o en su defecto realizar los fletes necesarios para poder llevar a cabo el suministro.

6.1.5 Contrato de EPC

Se trata de la fase más importante del proyecto y de mayor duración, aproximadamente 3 años. En ella, el contratista del EPC (Engineering Procurement and Construction) desarrolla toda la ingeniería de detalle y construcción de toda la planta.

Esta fase se divide en las siguientes etapas:

- Ingeniería y construcción de los trenes de licuación.
- Ingeniería y construcción del tanque de almacenamiento de GNL.
- Adaptación de las infraestructuras existentes.
- Preparación de los terrenos.
- Ingeniería y construcción de las utilities y del offsite del emplazamiento.
- Ingeniería y construcción de las líneas de conexión de los trenes a los tanques de almacenamiento.
- Puesta en marcha.

Una vez llevadas a cabo todas las pruebas necesarias para la puesta en marcha de la planta se procederá a la realización del primer cargamento de GNL. Aún así, la planta todavía no estará operativa de manera comercial y habrá que esperar unos 4 meses hasta realizar el primer cargamento comercial, momento que se considera como el punto de finalización del proyecto.

6.2 CALENDARIO LABORAL

Según el calendario laboral del estado de Luisiana (EE.UU.), los días festivos en los cuales no se realizarán labores de construcción son los mostrados en la Tabla 6. 1. Respecto al horario laboral, este será de 7:30 a 15:30 todos los días de la semana, salvo aquellas tareas que requieran un segundo turno. En este caso el horario podrá extenderse hasta las 23:30 de la noche.

Tabla 6. 1. Festividades del calendario laboral del estado de Luisiana.

Festividad	Día
Año Nuevo	1 de Enero
Nacimiento de Martin Luther King	Tercer lunes de Enero
Día de los caídos	Último lunes de Mayo
Día del trabajo	Primer lunes de Septiembre
Día de la Independencia	4 de Julio
Día de los veteranos	11 de Noviembre
Día de acción de gracias	Cuarto jueves de Noviembre
Día de Navidad	25 de Diciembre

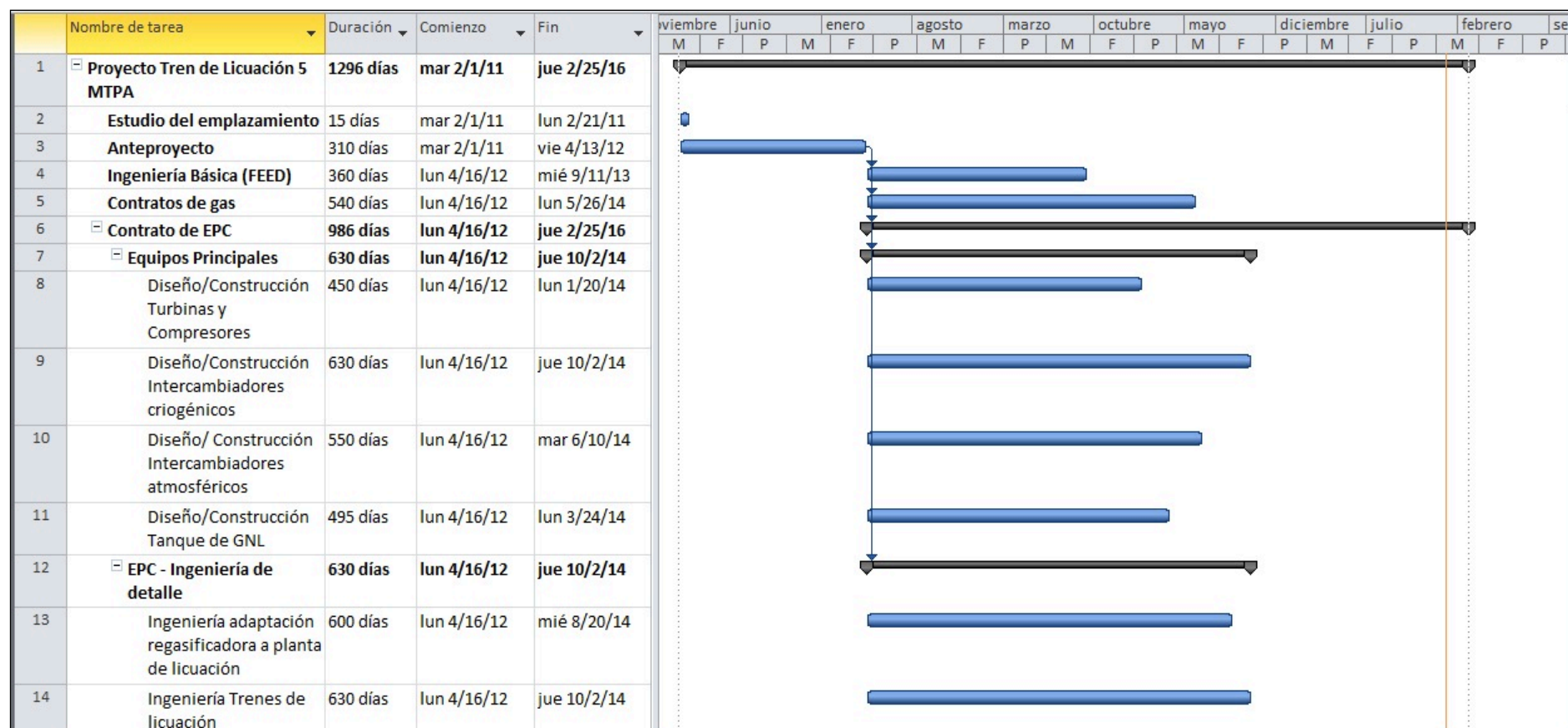
6.3 DIAGRAMA DE GANTT

Tal y como se ha comentado, la construcción de un proyecto de esta envergadura supone la

participación de un gran número de agentes, entre los que se encuentran la empresa propietaria de la instalación, la ingeniería encargada de hacer el diseño o los suministradores de los equipos. Es por ello que la planificación de todos los procesos que se suceden en el proyecto suele resultar una tarea muy compleja.

Una manera de representar esquemáticamente una planificación es mediante un diagrama de Gantt, el cual muestra de una forma clara todas las etapas y subetapas en las que se divide el proceso y la duración de cada una de ellas. La Figura 6. 1 muestra el diagrama de Gantt de este proyecto.

En este caso, la etapa crítica de todo el proyecto, “critical path”, es la construcción del propio tren de licuación Conoco Phillips. Por tanto, se supervisarán con especial atención aquellas actividades que puedan ralentizar esta etapa.



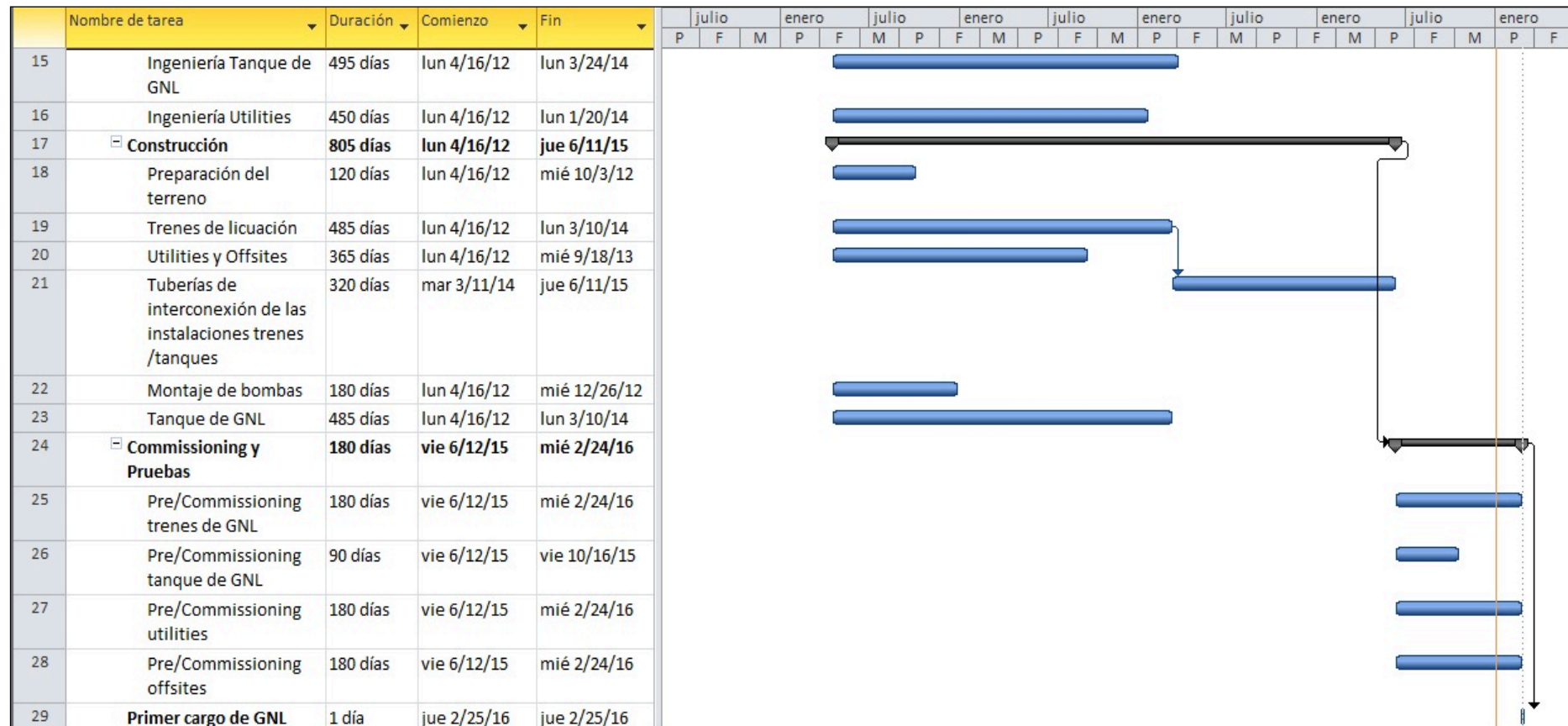


Figura 6. 1. Diagrama de Gantt del proyecto del tren de licuación Conoco Phillips de 5 MTPA.

7. BIBLIOGRAFÍA

- [1]. Air Products and Chemicals, Inc. Air Products' AP-SMR and AP-C3MR LNG processes: Unlocking the potential for midsize plants. *Air Products and Chemicals, Inc.* Pennsylvania (EE.UU), 2013.
- [2]. Blanco Torres, Alejandro. Simulación del tren de licuación del Proyecto Gorgon LNG. Proyecto Fin de Grado. *ETSIME-UPM*. Madrid, 2015.
- [3]. Borlaug, Terje. Evaluation of Production Processes for LNG in Artic Climate. *Norwegian University of Science and Technology (NTNU)*. Trondheim (Noruega), 2011.
- [4]. Bukowski, Justin; Nan Liu, Yu; Boccella, Stephen; Kowalski, Leo. Innovations in Natural Gas Liquefaction Technology for Future LNG Plants and Floating LNG Facilities. International Gas Union Research Conference. *Air Products and Chemicals, Inc.* Seúl (Corea), 2011.
- [5]. Castillo, Luis; Nadales, Rosa; González, Camilo; Dorao, Carlos A.; Vilorio, Alfredo. Technology Selection for Liquefied Natural Gas (LNG) on Baseload Plants. XIX International Gas Convention. *Norwegian University of Science and Technology (NTNU)*. Caracas (Venezuela), 2010.
- [6]. DOE/EIA. Annual Energy Outlook 2015. *U.S. Energy Information Administration*. EEUU, 2015.
- [7]. Federal Energy Regulatory Commission. Environmental Assessment for the Sabine Pass Liquefaction Project. *FERC*. Washington (EE.UU), 2011.
- [8]. Fernández Tobar, Pablo. Dimensionamiento del Proceso de Licuación de una Planta de Gas Natural Offshore. Proyecto Fin de Carrera. *ETSIME-UPM*. Madrid, 2012.
- [9]. GE Oil&Gas. Centrifugal & Axial Compressors. *General Electric*. Florencia (Italia), 2013.
- [10]. GE Oil&Gas. Liquefied Natural Gas, Enhanced solutions for LNG plants. *General Electric*. Florencia (Italia), 2006.
- [11]. Gómez Benusiglio, Daniel. Estudio de Viabilidad de Adaptación de una Planta de Regasificación a una Planta Bidireccional de Gas Natural. Proyecto Fin de Carrera. *ETSIME-UPM*. Madrid, 2012.
- [12]. Linde AG. LNG Technology. *Linde Group*. Pullach (Alemania), 2013.
- [13]. Lizarazo Suárez, Ricardo; Cañas Rojas, Danny Guillermo. Diseño Conceptual de un Vaporizador de Gas Natural Licuado (GNL) de una Planta de Regasificación en Colombia. Met&Flu, N° 10. Publicación semestral de la Corporación Centro de Desarrollo Tecnológico del Gas. *Corporación CDT del Gas*. Santander (Colombia), 2015.
- [14]. Martínez, Bobby; Meher-Homji, Cyrus; Paschal, John; Eaton, Anthony. All Electric Motor Drives for LNG Plants. Gastech 2005. *Conoco-Phillips Company*. Bilbao (España), 2005.
- [15]. Martínez Jiménez, Inmaculada. Análisis de la Información Técnica en Equipos de Climatización. Proyecto de Fin de Carrera. *Escuela Superior de Ingenieros, Universidad de Sevilla*. Sevilla, 2005.
- [16]. Michot Foss, Michelle. Introducción al GNL. *Center for Energy Economics*. Texas (EE.UU), 2003.

- [17]. Mokhatab, Saeid; Mak, John Y.; Valappil, Jaleel V.; Wood, David A. Handbook of Liquefied Natural Gas. *Elsevier*. EE.UU, 2014.
- [18]. Muñoz Solís, Pablo Luis. Tren de Licuefacción con Licencia Linde de la Planta de Melkoya (Noruega). Proyecto Fin de Carrera. *ETSIME-UPM*. Madrid, 2008.
- [19]. Qualls, Wesley; Hunter, Philip. A Focus on Balance – A Novel Approach Taking the Phillips Optimized Cascade LNG Process Into the Future. *Conoco Phillips LNG*. Nueva Orleans (EE.UU), 2003.
- [20]. Querol, Enrique. GC05. Plantas de licuación. <http://www.ptdu.org.es/>.
- [21]. Sabine Pass Liquefaction, LLC. Second Draft Resource Report 1-General Project Description. *Cheniere*. Luisiana, 2010.
- [22]. Vaticón, Pedro. Logística del Gas Natural: GNL Transporte Marítimo y Gasoductos, Almacenamientos Subterráneos. Curso Gaviota. *Repsol-YPF*. Madrid, 2010.
- [23]. Zarzo Jiménez, Carlos B. Tanque Aéreo de Almacenamiento de Gas Natural Licuado de Tipo Membrana y 200 000 m³ de volumen. Trabajo de Fin de Master. *ETSII-UPM*. Madrid, 2014.
- [24]. http://www.cheniere.com/files/documents/CTPL_EXP_2012.pdf
- [25]. <http://lnglicensing.conocophillips.com/Pages/default.aspx>
- [26]. <http://www.saggas.com/proceso-de-regasificacion/vaporizacion-y-expedicion/>
- [27]. http://encyclopedia.airliquide.com/images_encyclopedia/VaporPressureGraph/Ethylene_Vapor_Pressure.GIF
- [28]. <http://www.lindeus-engineering.com/>
- [29]. <https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/ciudadania/sistema-gasista>
- [30]. <http://www.airproducts.com/~media/downloads/brochure/L/en-lng-brochure-and-data-sheets.pdf?industryItem=industries&subIndustryItem=Energy&segment=LNG&applicationChildItem=lng-applications&productLevel3=Liquefaction-Process-and-Technology>
- [31]. http://encyclopedia.airliquide.com/images_encyclopedia/VaporPressureGraph/Propane_Vapor_Pressure.GIF
- [32]. <https://powergen.gepower.com/products/aeroderivative-gas-turbines/lms100-gas-turbine-family.html>
- [33]. <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/villamar/MATERIAS%20DICTADAS/TERM DINAMICA%201/Termo%201%20Presentaciones/Tablas%20Termodinamica.pdf>
- [34]. <http://encyclopedia.airliquide.com/encyclopedia.asp?LanguageID=9&CountryID=19&Formula=&GasID=53&btnMolecule.x=6&btnMolecule.y=7&UNNumber=&EquivGasID=28&VolLiquideBox=&MasseLiquideBox=&VolGasBox=&MasseGasBox=&RD20=29&RD9=8&RD6=64&RD4=2&RD3=22&RD8=27&RD2=20&RD18=41&RD7=18&RD13=71&RD16=35&RD12=31&RD19=34&RD24=62&RD25=77&RD26=78&RD28=81&RD29=82>
- [35]. https://www.unionfenosagas.com/es/Newsletter/NoticiaNewsletter/5110d2ad-61bc-e211-9d1b-00505681001b?p=NL_JUNIO_2013
- [36]. <http://www.hydrocarbons-technology.com/projects/sakhalin2/sakhalin24.html>
- [37]. http://noticias.juridicas.com/base_datos/Anterior/r7-res130306-itc.html

- [38]. http://es.slideshare.net/Te_and_Te/caractersticas-generales-de-una-planta-de-regasificacin
- [39]. <http://slideplayer.com/slide/3375289/>
- [40]. <http://es.slideshare.net/manuelzabaladuval/el-desarrollo-del-gnlseccion-8>
- [41]. [http://www.wikinvest.com/stock/Cheniere_Energy_\(LNG\)/Specifications](http://www.wikinvest.com/stock/Cheniere_Energy_(LNG)/Specifications)
- [42]. http://eribera_bo.tripod.com/termodinamica_1.html
- [43]. http://www.fing.edu.uy/imfia/cursos/maq_flu_1/teorico/8-Compresores.2010.pdf

Proyecto: **DISEÑO DEL TREN DE LICUACIÓN CONOCO PHILLIPS DE
5 MTPA DE CAPACIDAD EN PLANTA BIDIRECCIONAL DE GAS
NATURAL**

DOCUMENTO N° 2: ANÁLISIS ECONÓMICO

1. COSTES DEL PROYECTO

Debido a la necesidad de operación en condiciones criogénicas, los proyectos relacionados con la industria del GNL suelen acarrear elevados costes, tanto de inversión como de mantenimiento. Según la información que se ha podido recopilar, la empresa propietaria de la planta de licuefacción, Cheniere, se hizo cargo de la inversión del proyecto de adición de los distintos trenes de licuación. Actualmente, la empresa ha invertido capital en la construcción de un quinto tren de licuación, con un coste estimado de $4,5 \cdot 10^9$ \$ y cuya inversión inicial ha sido repartida en cuatro créditos procedentes de 25 bancos diferentes e instituciones financieras.

Dado que este nuevo tren de licuación es idéntico a los ya proyectados, se va a partir de estos valores para realizar un estudio económico simplificado, analizando algunos de los parámetros más importantes del proyecto. Como la planta está ubicada en EEUU, la unidad monetaria que se va a tomar como referencia va a ser el USD (\$).

1.1 COSTE MÉTRICO

Resulta bastante común expresar los costes de una planta de licuefacción en función de su coste métrico. Este parámetro se define como:

$$\text{Coste métrico (\$/MTPA)} = \frac{\text{Coste de la planta en millones de dólares}}{\text{Capacidad de la planta en MTPA}}$$

En la Figura 1. 1 se muestra la evolución y tendencia del coste métrico a lo largo de los años. Tal y como se puede observar, durante los años 1970 y 1990 el coste métrico medio fue de 600 \$/MTPA, llegando hasta los 400 \$/MTPA durante el periodo de 1990-2008, debido a la economía de escala y mayor conocimiento del proceso. Sin embargo, a partir del año 2008 los valores aumentaron drásticamente, llegando hasta los 1200 \$/MTPA.

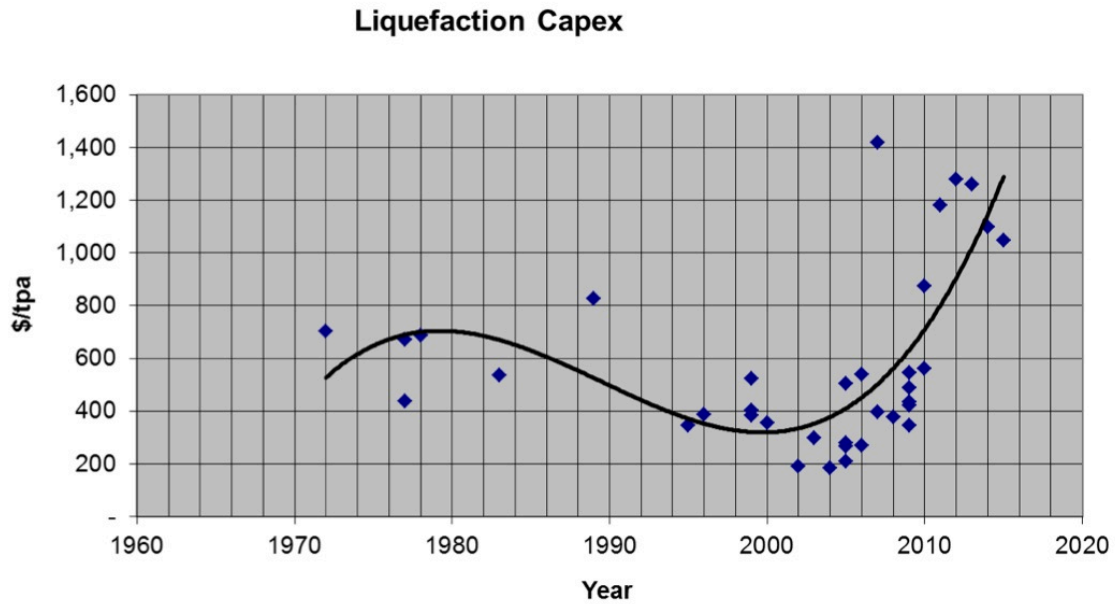


Figura 1. 1. Evolución del coste métrico entre los años 1970 y 2015. [1]

1.2 COSTES FIJOS

Los costes fijos del proyecto se van a calcular como un porcentaje del coste total estimado por la empresa. Así, se distinguen los siguientes tipos:

- Costes de operación y mantenimiento: Este tipo de costes se calculan por año de operación de la planta y suponen el 5 % del coste de inversión total. Para el caso de Sabine Pass se tiene que:

$$4,5 \cdot 10^9 \cdot 0,05 = 0,22 \cdot 10^9 \text{ \$/año}$$

- Costes de seguros: Al igual que los costes de operación, la empresa debe pagar anualmente una tasa de seguros que se corresponde con el 0,05 % del coste total de inversión.

$$4,5 \cdot 10^9 \cdot 0,0005 = 2,25 \cdot 10^6 \text{ \$/año}$$

- Costes de energía: el consumo eléctrico que requiere la planta representa también el 5 % de la inversión total necesaria.

$$4,5 \cdot 10^9 \cdot 0,0005 = 2,25 \cdot 10^6 \text{ \$/año}$$

1.3 COSTES VARIABLES

En este trabajo no se han tenido en cuenta los costes variables asociados a la producción, ni tampoco los costes de aprovisionamiento y transporte.

2. INGRESOS BRUTOS

El cálculo de los ingresos se va a realizar teniendo en cuenta solamente un tren de licuación y suponiendo que el producto único con el que comercializa la planta es el GNL.

Como la puesta en marcha del tren tendrá lugar en el año 2016, los cálculos se han hecho a partir de los precios actuales de gas natural y GNL en EE.UU, que son de 1,7 \$/MMBTU (Henry Hub) y 5 \$/MMBTU, respectivamente. Teniendo en cuenta la producción de GNL mostrada en la Tabla 5. 1 y que la planta opera 345 días al año, se tienen los ingresos brutos anuales que se muestran a continuación.

Tabla 2. 2. Ingresos anuales brutos en \$ del tren de licuación Conoco Phillips.

Precio GN	1,7 \$/MMBTU
Precio GNL	5 \$/MMBTU
Producción de GNL	473 ton/h
Ingresos anuales brutos	830 313 067 \$/año

3. FINANCIACIÓN

Tal y como se ha comentado anteriormente, la inversión de este proyecto es tan elevada que la empresa requiere financiación externa para poder llevarlo a cabo. Dicho desembolso correrá a cargo de distintos bancos y entidades financieras.

Existen diferentes modos de financiación. Uno de los más habituales es el conocido como *Equity/Debt* mediante el cual la inversión se cubre mediante capital propio y capital externo. En este caso, la repartición será de 30/70 (*Equity/Debt*), con un interés de tipo fijo del 6 % a devolver en 25 años. La Tabla 3. 1 muestra los datos referentes a la financiación del proyecto.

Tabla 3. 1. Datos de financiación del proyecto de tren de licuación Conoco-Phillips.

Inversión estimada	$4,5 \cdot 10^9$ \$
Porcentaje Capital Propio	30 %
Porcentaje Capital Financiado	70 %
Cantidad Total Financiada	$3,1 \cdot 10^9$ \$
Intereses	6 %
Años de devolución	25
Cantidad Total + Intereses	$3,3 \cdot 10^9$ \$
Coste Anual de Financiación	$0,1 \cdot 10^9$ \$/año

4. FLUJO DE CAJA

El análisis de flujo de caja estudia los movimientos de entrada y salida de dinero en efectivo en un periodo determinado. Para poder llevarlo a cabo se han tenido en cuenta los siguientes parámetros:

- Periodo de amortización: 20 años
- Tipo de amortización: Lineal
- Impuesto de sociedades: 25 %
- Inflación: 1,5 %
- Tasa de descuento: 4 %
- Costes anuales totales (fijos): 5,10 %

La amortización se ha calculado dividiendo la inversión inicial entre los años de duración del periodo de amortización, ya que se estima que el valor residual de la planta al final de su vida útil sea nulo. A la vista de los resultados obtenidos (Anexo D) se puede decir que el proyecto presenta un periodo de retorno de 9 años, momento en el que el flujo de caja acumulado comienza a ser positivo.

5. VAN, TIR Y ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Para evaluar si el proyecto es rentable o no, se siguen dos criterios de rentabilidad ampliamente utilizados:

- Valor Actual Neto (VAN): es la suma de los flujos de caja actualizados a un tipo de interés dado.
- Tasa Interna de Retorno (TIR): tasa de interés a la cual la suma de los flujos de caja resulta un valor actual neto igual a 0.

Así pues, teniendo en cuenta los resultados obtenidos en el flujo de caja, se han calculado el VAN y TIR para este proyecto, cuyos valores se muestran en la Tabla 5. 9. Tal y como se puede observar, el VAN es positivo y el TIR es superior a la tasa de descuento fijada, con lo cual el proyecto es rentable.

Tabla 5. 9. VAN y TIR del tren de licuación Conoco-Phillips de 5 MTPA.

VAN	3 068 368 402,5 \$
TIR	5,1 %

Los análisis de sensibilidad sirven para determinar qué variable de entrada presenta mayor influencia sobre el capital que remunera el proyecto. Para ello, se van a suponer cuatro escenarios diferentes con modificaciones de ± 10 % en dos variables de entrada, que son la producción final de GNL y su precio. Representando los valores de VAN y TIR obtenidos en cada caso, se puede determinar cuál de las dos variables afecta en mayor medida a la rentabilidad del proyecto.

Tal y como se puede observar en las gráficas de las Figura 5. 6 y Figura 5. 7, la pendiente de la recta referida al precio del GNL es ligeramente más pronunciada que la de producción. Esto quiere decir que los parámetros VAN y TIR son más sensibles ante cambios en esta variable, por lo que habrá que prestar especial atención a los valores que pueda tomar y la rentabilidad que ello supone.

Tabla 5. 10. Valores de VAN y TIR obtenidos al modificar la producción y el precio del GNL.

Variable	Modificación	VAN (\$)	TIR (%)
Producción GNL	-10 %	337 051 791,4	4,1
	0 %	3 068 368 402,5	5,1
	+10 %	5 799 685 013,7	6,1
Precio GNL	-10 %	-1 069 990 099,2	3,6
	0 %	3 068 368 402,5	5,1
	+10 %	7 206 726 904,3	6,7

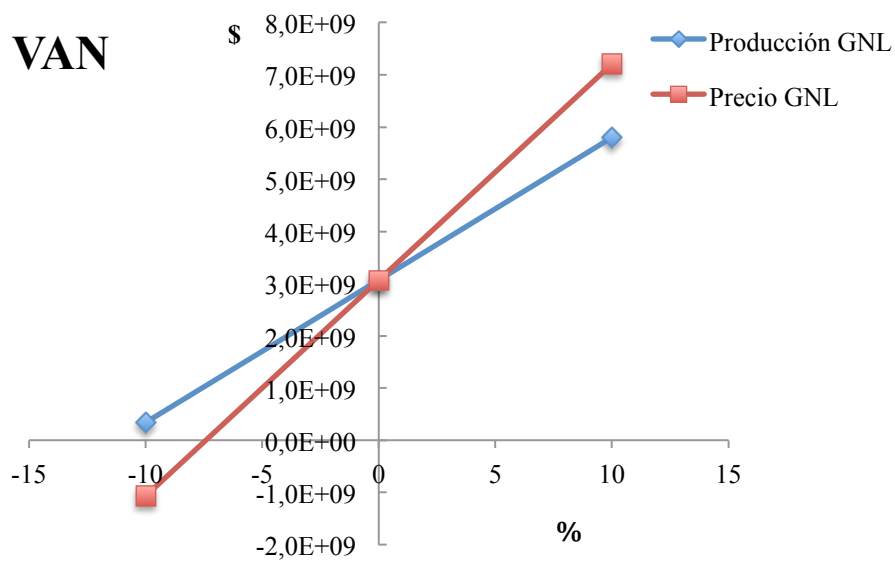


Figura 5. 6. Análisis de sensibilidad para el VAN del proyecto.

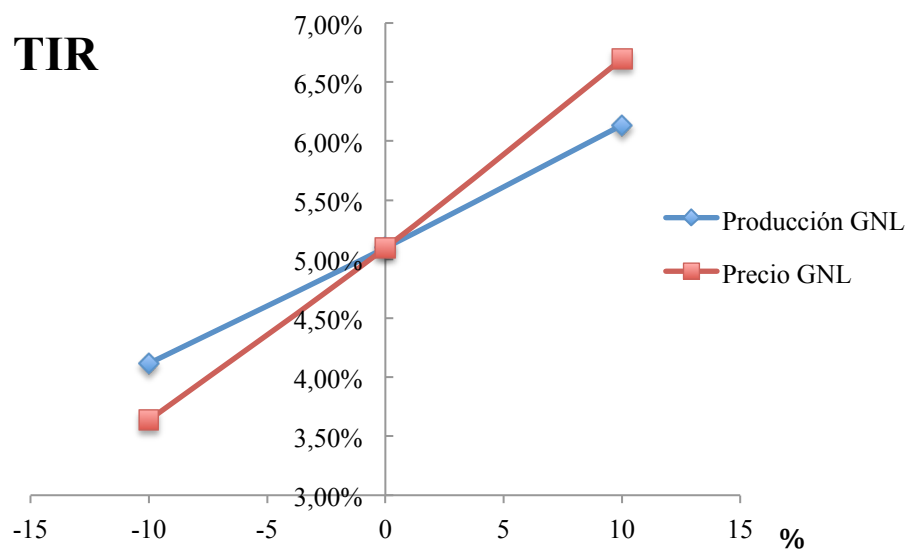


Figura 5. 7. Análisis de sensibilidad para el TIR del proyecto.

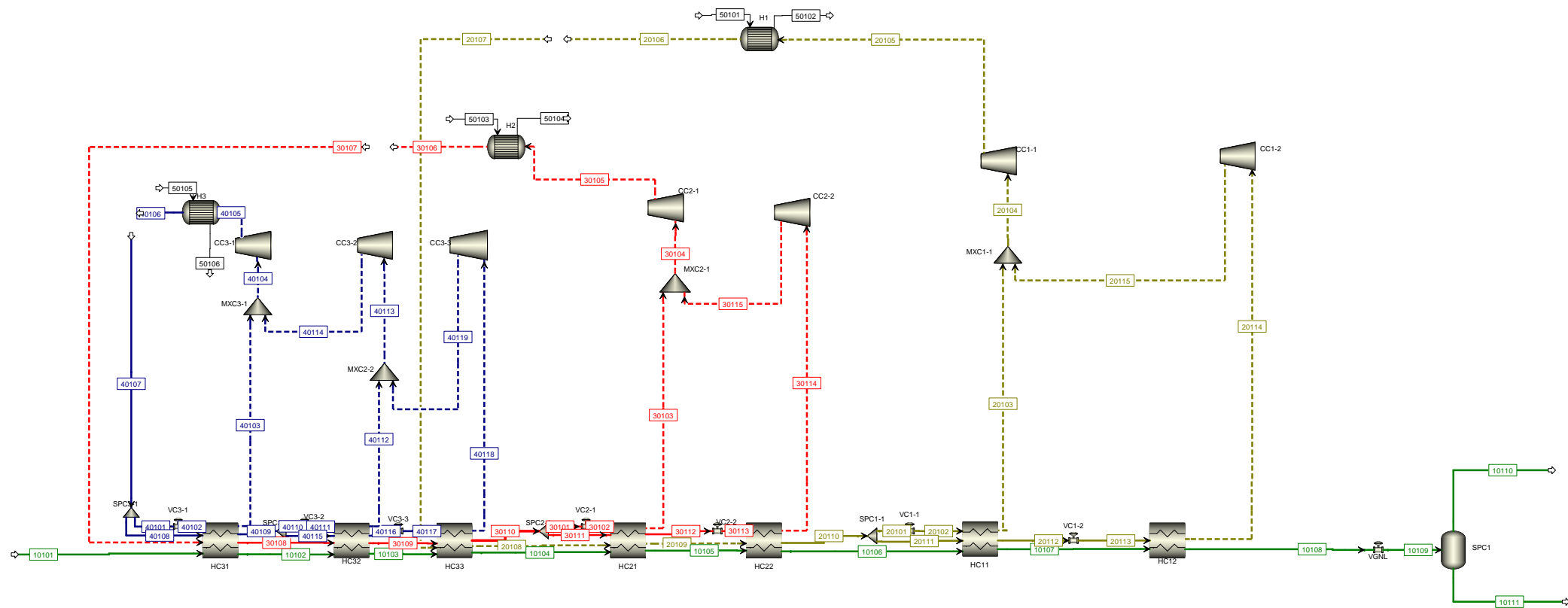
6. BIBLIOGRAFÍA

- [1]. Songhurst, Brian. LNG Plant Cost Escalation. The Oxford Institute for Energy Studies. Oxford (Reino Unido), 2014.
- [2]. <https://www.argusmedia.com/News/Article?id=1063967>
- [3]. <https://www.eia.gov/dnav/ng/hist/n9133us3m.htm>
- [4]. <http://www.lngjournal.com/lng/>
- [5]. <http://www.lngworldnews.com/cheniere-begins-construction-of-train-5-at-sabine-pass/>

Proyecto: **DISEÑO DEL TREN DE LICUACIÓN CONOCO PHILLIPS DE
5 MTPA DE CAPACIDAD EN PLANTA BIDIRECCIONAL DE GAS
NATURAL**

DOCUMENTO N° 3: ANEXOS

I. ANEXO A: Diagrama de Proceso y Tablas de Corrientes



Results Summary Streams Material

	10101	10102	10103
Temperature C	20	19	-2
Pressure bar	50	49.5	49
Vapor Frac	0.999	0.999	0.999
Mass Flow tonne/hr	517.445	517.445	517.445
Volume Flow cum/hr	12505.381	12582.61	11287.827
Enthalpy Gcal/hr	-542.881	-543.117	-549.731
Density kg/cum	41.378	41.124	45.841
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2	0.003	0.003	0.003
CH4	0.609	0.609	0.609
C2H6	0.033	0.033	0.033
C2H4			
C3H8	0.01	0.01	0.01
IC4	0.002	0.002	0.002
NC4	0.002	0.002	0.002
IC5			
NC5	0.001	0.001	0.001
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	0.66	0.66	0.659
Volume Flow cum/hr	12502.149	12579.378	11284.551
Compressibility	0.872	0.871	0.834
HeatCapRatio	1.505	1.506	1.593

Results Summary Streams Material

	10104	10105	10106
Temperature C	-27	-70	-91
Pressure bar	48.5	48	47.5
Vapor Frac	0.999	0.805	0
Mass Flow tonne/hr	517.445	517.445	517.445
Volume Flow cum/hr	9518.235	4765.667	1590.572
Enthalpy Gcal/hr	-558.067	-582.843	-610.96
Density kg/cum	54.364	108.578	325.32
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2	0.003	0.003	0.003
CH4	0.609	0.609	0.609
C2H6	0.033	0.033	0.033
C2H4			
C3H8	0.01	0.01	0.01
IC4	0.002	0.002	0.002
NC4	0.002	0.002	0.002
IC5			
NC5	0.001	0.001	0.001
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	0.659	0.532	
Volume Flow cum/hr	9514.8	4438.127	
Compressibility	0.766	0.532	
HeatCapRatio	1.782	3.854	

Results Summary Streams Material

	10107	10108	10109
Temperature C	-96	-150	-161.2
Pressure bar	47	46.5	1.013
Vapor Frac	0	0	0.092
Mass Flow tonne/hr	517.445	517.445	517.445
Volume Flow cum/hr	1530.192	1187.255	25034.138
Enthalpy Gcal/hr	-613.796	-638.189	-638.189
Density kg/cum	338.157	435.833	20.67
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2	0.003	0.003	0.003
CH4	0.609	0.609	0.609
C2H6	0.033	0.033	0.033
C2H4			
C3H8	0.01	0.01	0.01
IC4	0.002	0.002	0.002
NC4	0.002	0.002	0.002
IC5			
NC5	0.001	0.001	0.001
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh			0.06
Volume Flow cum/hr			23990.972
Compressibility			0.968
HeatCapRatio			1.367

Results Summary Streams Material

	10110	10111	20101
Temperature C	-161.2	-161.2	-91
Pressure bar	1.013	1.013	50
Vapor Frac	1	0	0
Mass Flow tonne/hr	44.577	472.868	94.23
Volume Flow cum/hr	23990.972	1043.165	351.983
Enthalpy Gcal/hr	-50.168	-588.022	-118.249
Density kg/cum	1.858	453.301	267.712
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2	0.002	0.001	
CH4	0.058	0.551	0.132
C2H6	trace	0.033	
C2H4			
C3H8	trace	0.01	
IC4	trace	0.002	
NC4	trace	0.002	
IC5			
NC5	trace	0.001	
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	0.06		
Volume Flow cum/hr	23990.972		
Compressibility	0.968		
HeatCapRatio	1.367		

Results Summary Streams Material

	20102	20103	20104
Temperature C	-100.4	-100	-9.6
Pressure bar	26	25.5	25.5
Vapor Frac	0.144	1	1
Mass Flow tonne/hr	94.23	94.23	496.23
Volume Flow cum/hr	564.373	2155.715	24396.994
Enthalpy Gcal/hr	-118.249	-112.498	-563.772
Density kg/cum	166.964	43.712	20.34
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4	0.132	0.132	0.693
C2H6			
C2H4			
C3H8			
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	0.019	0.132	0.693
Volume Flow cum/hr	297.438	2155.715	24396.994
Compressibility	0.636	0.65	0.918
HeatCapRatio	2.484	2.367	1.442

Results Summary Streams Material

	20105	20106	20107
Temperature C	51	23	23
Pressure bar	51.5	51.5	51.5
Vapor Frac	1	1	1
Mass Flow tonne/hr	496.23	496.23	496.23
Volume Flow cum/hr	14967.641	13227.403	13227.403
Enthalpy Gcal/hr	-549.508	-558.089	-558.089
Density kg/cum	33.154	37.515	37.515
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4	0.693	0.693	0.693
C2H6			
C2H4			
C3H8			
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	0.693	0.693	0.693
Volume Flow cum/hr	14967.641	13227.403	13227.403
Compressibility	0.925	0.894	0.894
HeatCapRatio	1.429	1.494	1.494

Results Summary Streams Material

	20108	20109	20110
Temperature C	-27	-70	-91
Pressure bar	51	50.5	50
Vapor Frac	1	1	0
Mass Flow tonne/hr	496.23	496.23	496.23
Volume Flow cum/hr	9898.766	5797.018	1853.595
Enthalpy Gcal/hr	-574	-592.062	-622.717
Density kg/cum	50.13	85.601	267.712
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4	0.693	0.693	0.693
C2H6			
C2H4			
C3H8			
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	0.693	0.693	
Volume Flow cum/hr	9898.766	5797.018	
Compressibility	0.797	0.56	
HeatCapRatio	1.732	3.338	

Results Summary Streams Material

	20111	20112	20113
Temperature C	-91	-96	-154.6
Pressure bar	50	49.5	1.75
Vapor Frac	0	0	0.493
Mass Flow tonne/hr	402	402	402
Volume Flow cum/hr	1501.612	1396.594	66610.144
Enthalpy Gcal/hr	-504.468	-507.383	-507.383
Density kg/cum	267.712	287.843	6.035
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4	0.562	0.562	0.562
C2H6			
C2H4			
C3H8			
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh			0.277
Volume Flow cum/hr			66115.009
Compressibility			0.95
HeatCapRatio			1.384

Results Summary Streams Material

	20114	20115	30101
Temperature C	-154.9	14.4	-27
Pressure bar	1.25	26	22.5
Vapor Frac	1	1	0
Mass Flow tonne/hr	402	402	832
Volume Flow cum/hr	190172.444	21601.525	1918.953
Enthalpy Gcal/hr	-482.99	-451.274	282.252
Density kg/cum	2.114	18.61	433.57
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4	0.562	0.562	
C2H6			
C2H4			0.665
C3H8			
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	0.562	0.562	
Volume Flow cum/hr	190172.444	21601.525	
Compressibility	0.965	0.938	
HeatCapRatio	1.368	1.405	

Results Summary Streams Material

	30102	30103	30104
Temperature C	-73.4	-72.7	-26.9
Pressure bar	4.5	4	4
Vapor Frac	0.304	1	1
Mass Flow tonne/hr	832	832	1435
Volume Flow cum/hr	31320.826	113668.911	250035.275
Enthalpy Gcal/hr	282.252	342.734	612.788
Density kg/cum	26.564	7.32	5.739
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4			
C2H6			
C2H4	0.665	0.665	1.147
C3H8			
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	0.202	0.665	1.147
Volume Flow cum/hr	30213.534	113668.911	250035.275
Compressibility	0.908	0.92	0.955
HeatCapRatio	1.414	1.398	1.323

Results Summary Streams Material

	30105	30106	30107
Temperature C	102.9	23	23
Pressure bar	24	24	24
Vapor Frac	1	1	1
Mass Flow tonne/hr	1435	1435	1435
Volume Flow cum/hr	61613.725	43550.528	43550.528
Enthalpy Gcal/hr	676.421	625.131	625.131
Density kg/cum	23.29	32.95	32.95
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4			
C2H6			
C2H4	1.147	1.147	1.147
C3H8			
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	1.147	1.147	1.147
Volume Flow cum/hr	61613.725	43550.528	43550.528
Compressibility	0.925	0.83	0.83
HeatCapRatio	1.273	1.467	1.467

Results Summary Streams Material

	30108	30109	30110
Temperature C	19	-2	-27
Pressure bar	23.5	23	22.5
Vapor Frac	1	1	0
Mass Flow tonne/hr	1435	1435	1435
Volume Flow cum/hr	43659.78	39047.641	3309.732
Enthalpy Gcal/hr	622.987	610.076	486.817
Density kg/cum	32.868	36.75	433.57
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4			
C2H6			
C2H4	1.147	1.147	1.147
C3H8			
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	1.147	1.147	
Volume Flow cum/hr	43659.78	39047.641	
Compressibility	0.826	0.779	
HeatCapRatio	1.479	1.607	

Results Summary Streams Material

	30111	30112	30113
Temperature C	-27	-70	-94
Pressure bar	22.5	22	1.75
Vapor Frac	0	0	0.125
Mass Flow tonne/hr	603	603	603
Volume Flow cum/hr	1390.78	1165.36	22769.172
Enthalpy Gcal/hr	204.565	186.921	186.921
Density kg/cum	433.57	517.437	26.483
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4			
C2H6			
C2H4	0.482	0.482	0.482
C3H8			
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh			0.06
Volume Flow cum/hr			21817.675
Compressibility			0.955
HeatCapRatio			1.366

Results Summary Streams Material

	30114	30115	40101
Temperature C	-94.3	37.4	23
Pressure bar	1.25	10	15
Vapor Frac	1	1	0
Mass Flow tonne/hr	603	603	105.5
Volume Flow cum/hr	247434.341	52261.341	212.937
Enthalpy Gcal/hr	245.694	270.054	-69.183
Density kg/cum	2.437	11.538	495.451
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4			
C2H6			
C2H4	0.482	0.482	
C3H8			0.054
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	0.482	0.482	
Volume Flow cum/hr	247434.341	52261.341	
Compressibility	0.968	0.942	
HeatCapRatio	1.352	1.29	

Results Summary Streams Material

	40102	40103	40104
Temperature C	15.9	15.8	45.7
Pressure bar	7.5	7	7
Vapor Frac	0.054	1	1
Mass Flow tonne/hr	105.5	105.5	2437.5
Volume Flow cum/hr	549.142	7073.175	187982.132
Enthalpy Gcal/hr	-69.183	-60.722	-1371.469
Density kg/cum	192.118	14.916	12.967
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4			
C2H6			
C2H4			
C3H8	0.054	0.054	1.239
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	0.003	0.054	1.239
Volume Flow cum/hr	351.993	7073.175	187982.132
Compressibility	0.85	0.861	0.898
HeatCapRatio	1.224	1.214	1.175

Results Summary Streams Material

	40105	40106	40107
Temperature C	82.5	23	23
Pressure bar	15	15	15
Vapor Frac	1	0	0
Mass Flow tonne/hr	2437.5	2437.5	2437.5
Volume Flow cum/hr	91008.227	4919.764	4919.764
Enthalpy Gcal/hr	-1341.219	-1598.42	-1598.42
Density kg/cum	26.783	495.451	495.451
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4			
C2H6			
C2H4			
C3H8	1.239	1.239	1.239
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	1.239		
Volume Flow cum/hr	91008.227		
Compressibility	0.835		
HeatCapRatio	1.21		

Results Summary Streams Material

	40108	40109	40110
Temperature C	23	19	19
Pressure bar	15	14.5	14.5
Vapor Frac	0	0	0
Mass Flow tonne/hr	2332	2332	552
Volume Flow cum/hr	4706.826	4649.115	1100.477
Enthalpy Gcal/hr	-1529.237	-1535.319	-363.42
Density kg/cum	495.451	501.601	501.601
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4			
C2H6			
C2H4			
C3H8	1.185	1.185	0.281
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh			
Volume Flow cum/hr			
Compressibility			
HeatCapRatio			

Results Summary Streams Material

	40111	40112	40113
Temperature C	-5.4	-5	13.6
Pressure bar	4	3.5	3.5
Vapor Frac	0.165	1	1
Mass Flow tonne/hr	552	552	2332
Volume Flow cum/hr	11244.857	73270.973	336085.675
Enthalpy Gcal/hr	-363.42	-320.802	-1338.19
Density kg/cum	49.089	7.534	6.939
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4			
C2H6			
C2H4			
C3H8	0.281	0.281	1.185
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	0.046	0.281	1.185
Volume Flow cum/hr	10384.98	73270.973	336085.675
Compressibility	0.906	0.919	0.933
HeatCapRatio	1.19	1.181	1.165

Results Summary Streams Material

	40114	40115	40116
Temperature C	47.7	19	-2
Pressure bar	7.5	14.5	14
Vapor Frac	1	0	0
Mass Flow tonne/hr	2332	1780	1780
Volume Flow cum/hr	167850.764	3548.638	3347.9
Enthalpy Gcal/hr	-1310.747	-1171.898	-1194.99
Density kg/cum	13.893	501.601	531.677
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4			
C2H6			
C2H4			
C3H8	1.185	0.905	0.905
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	1.185		
Volume Flow cum/hr	167850.764		
Compressibility	0.892		
HeatCapRatio	1.178		

Results Summary Streams Material

	40117	40118	40119
Temperature C	-29.7	-29.6	20
Pressure bar	1.7	1.2	4
Vapor Frac	0.162	1	1
Mass Flow tonne/hr	1780	1780	1780
Volume Flow cum/hr	76647.503	657562.254	228230.073
Enthalpy Gcal/hr	-1194.99	-1047.485	-1017.387
Density kg/cum	23.223	2.707	7.799
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4			
C2H6			
C2H4			
C3H8	0.905	0.905	0.905
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O			
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh	0.147	0.905	0.905
Volume Flow cum/hr	74017.577	657562.254	228230.073
Compressibility	0.95	0.965	0.928
HeatCapRatio	1.171	1.163	1.166

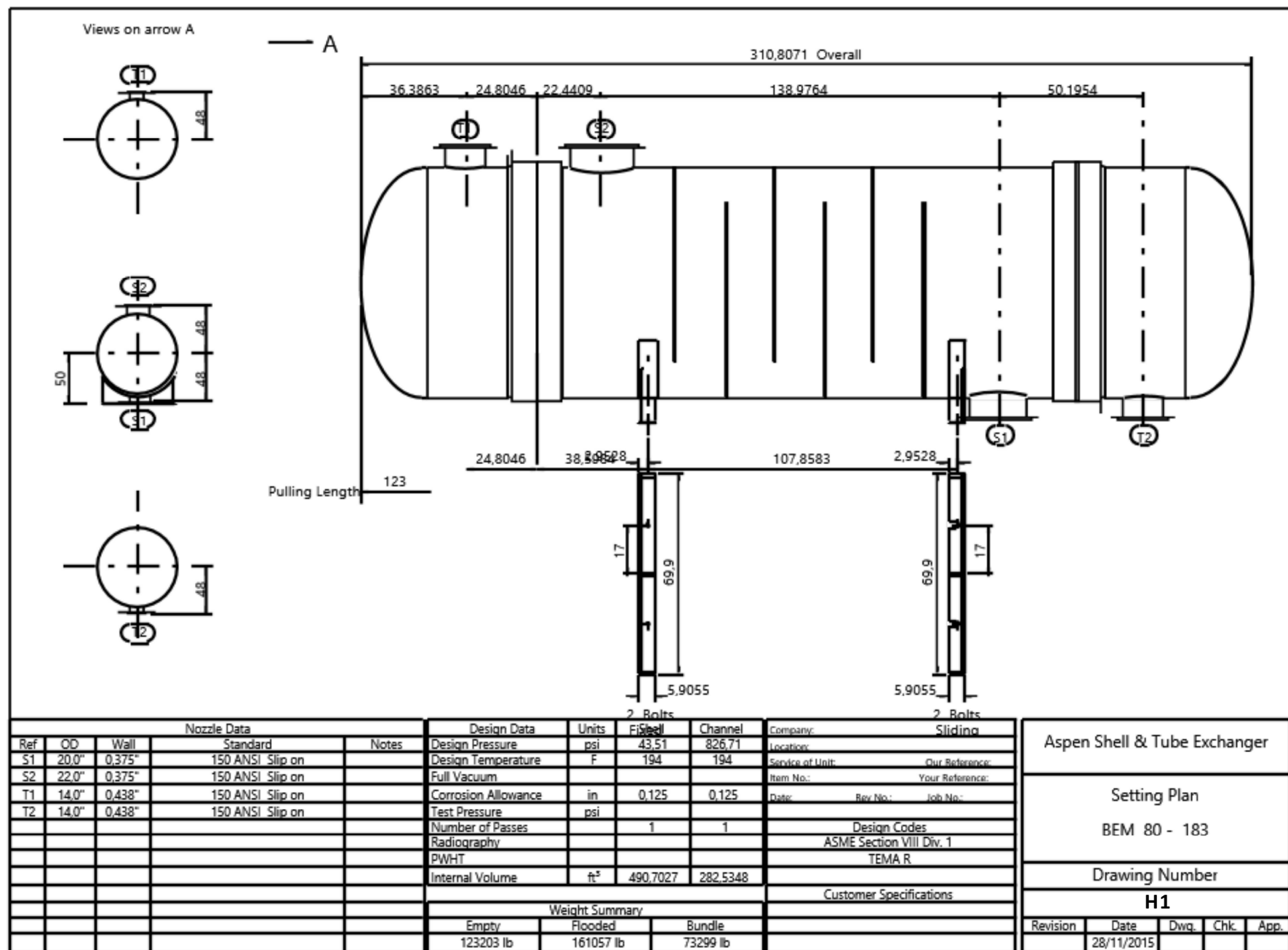
Results Summary Streams Material

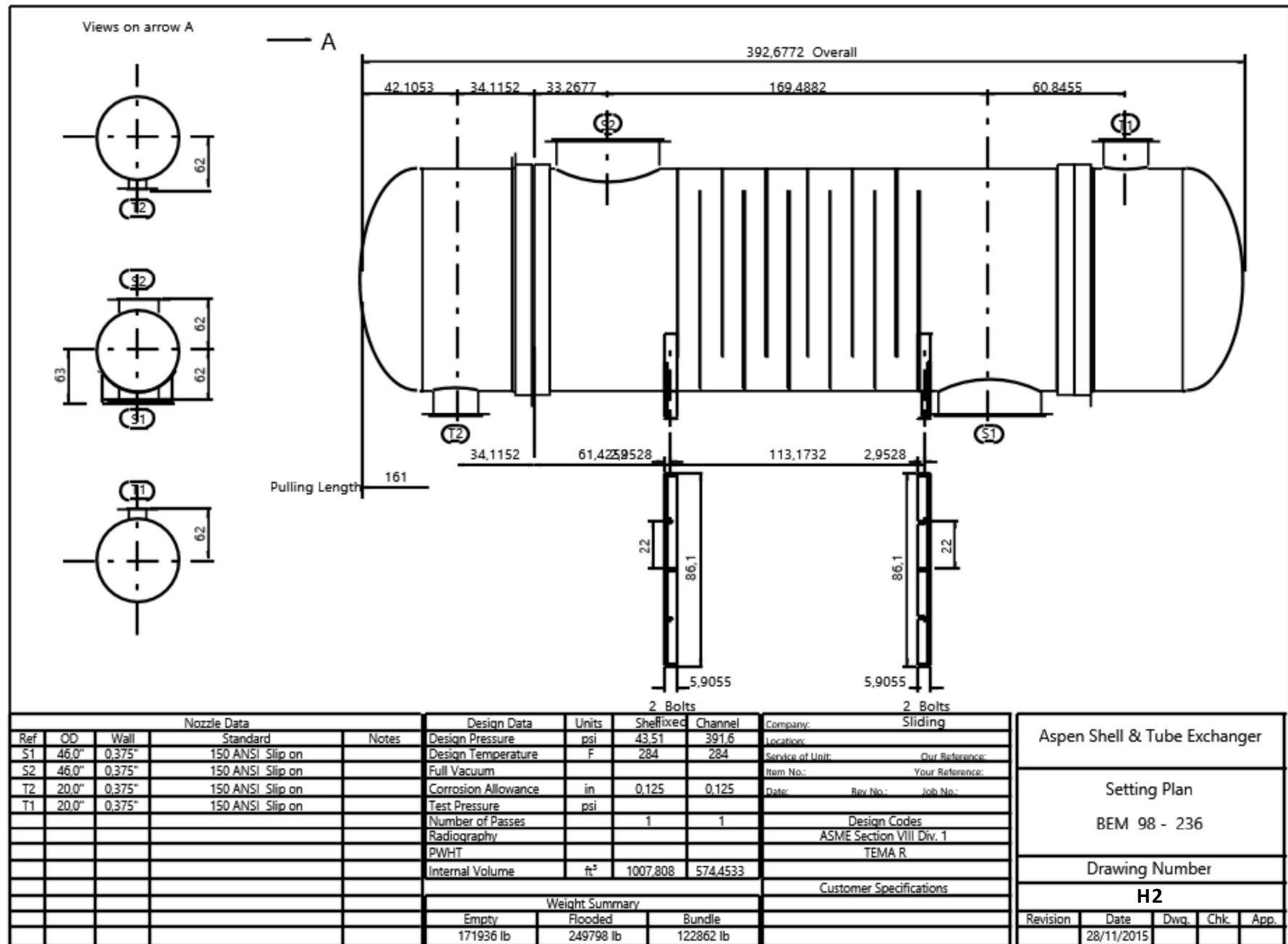
	50101	50102	50103
Temperature C	21	23	21
Pressure bar	1	1	1
Vapor Frac	0	0	0
Mass Flow tonne/hr	4000	4000	20000
Volume Flow cum/hr	4008.79	4016.473	20043.952
Enthalpy Gcal/hr	-15276.538	-15267.957	-76382.689
Density kg/cum	997.807	995.899	997.807
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4			
C2H6			
C2H4			
C3H8			
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O	4.977	4.977	24.883
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh			
Volume Flow cum/hr			
Compressibility			
HeatCapRatio			

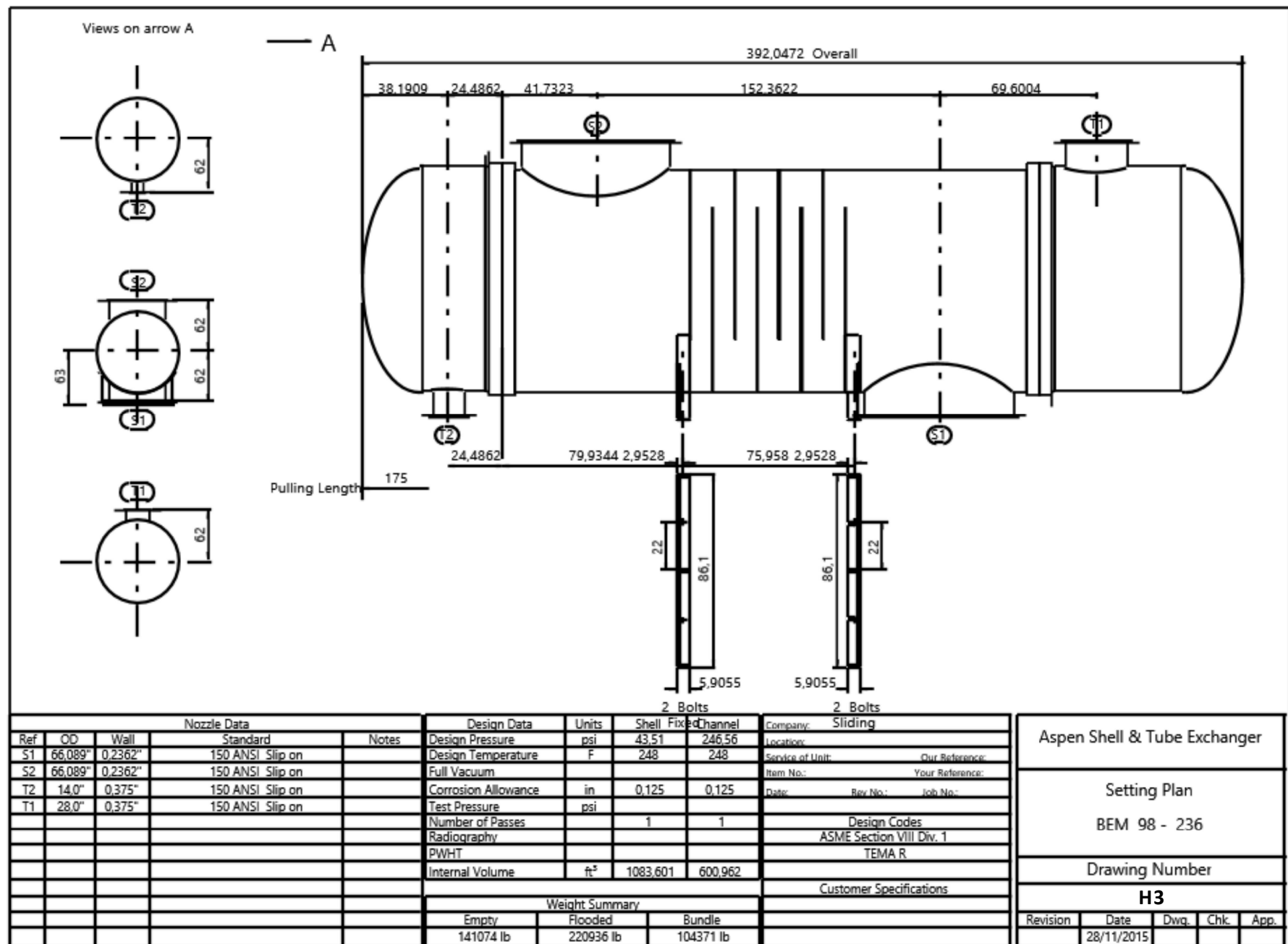
Results Summary Streams Material

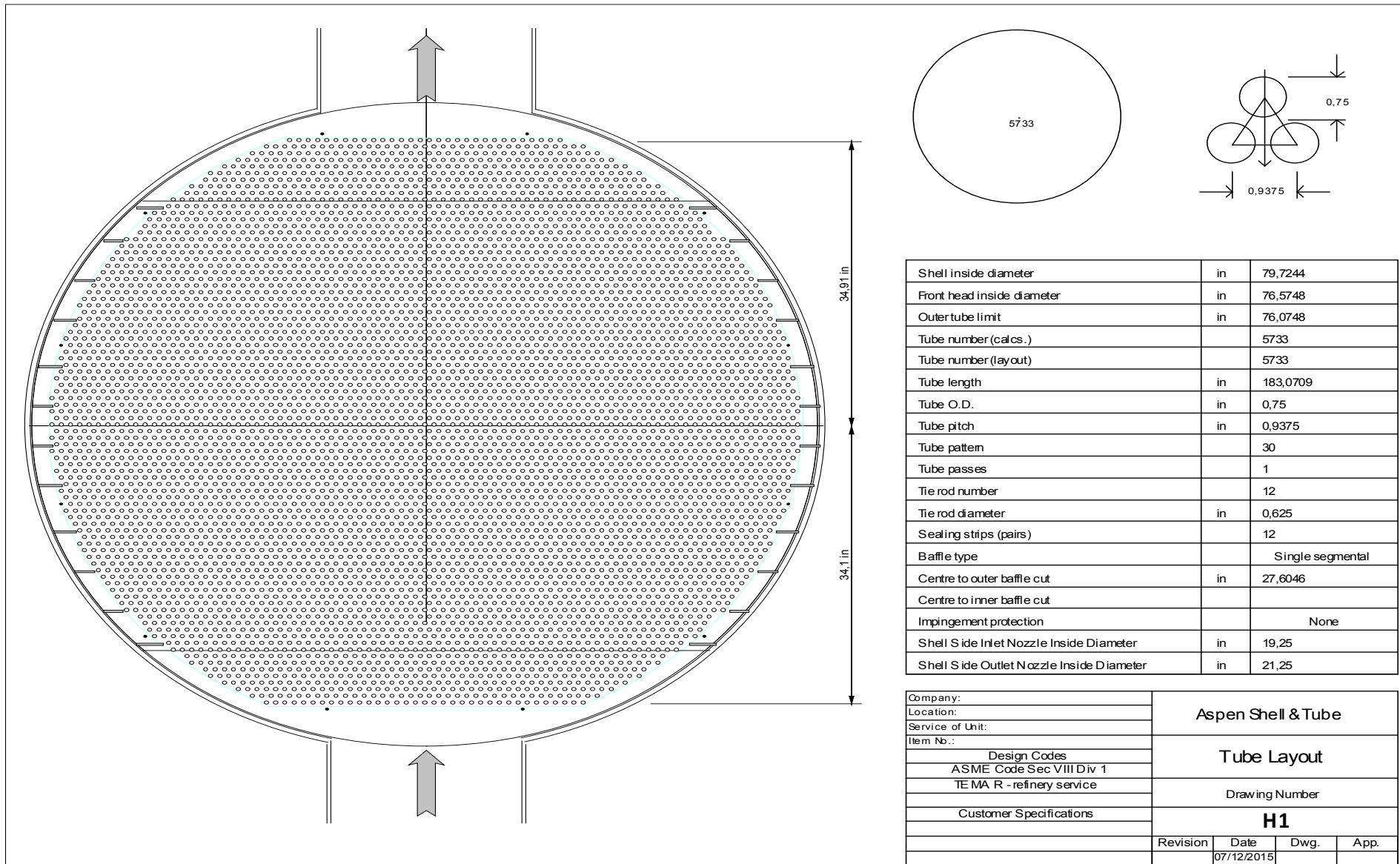
	50104	50105	50106
Temperature C	23.4	21	23.4
Pressure bar	1	1	1
Vapor Frac	0	0	0
Mass Flow tonne/hr	20000	100000	100000
Volume Flow cum/hr	20089.897	100219.761	100450.163
Enthalpy Gcal/hr	-76331.4	-381910	-381660
Density kg/cum	995.525	997.807	995.519
Mole Flow MMscmh			
CO2			
N2			
CH4			
C2H6			
C2H4			
C3H8			
IC4			
NC4			
IC5			
NC5			
IC6			
NC6			
H2O	24.883	124.416	124.416
*** VAPOR PHASE ***			
Mole Flow MMscmh			
Volume Flow cum/hr			
Compressibility			
HeatCapRatio			

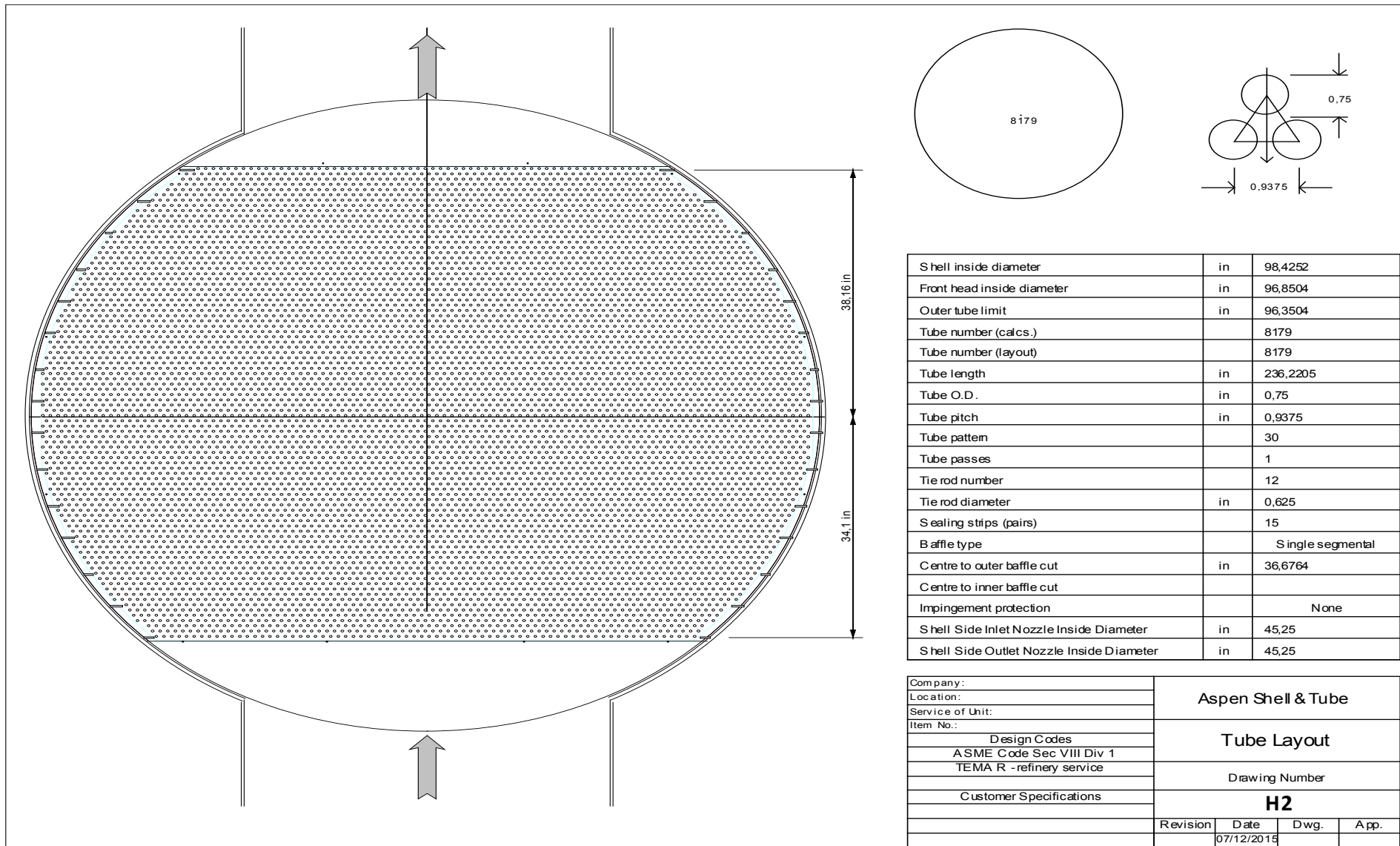
II. ANEXO B: Planos y Diagramas Intercambiadores de Calor

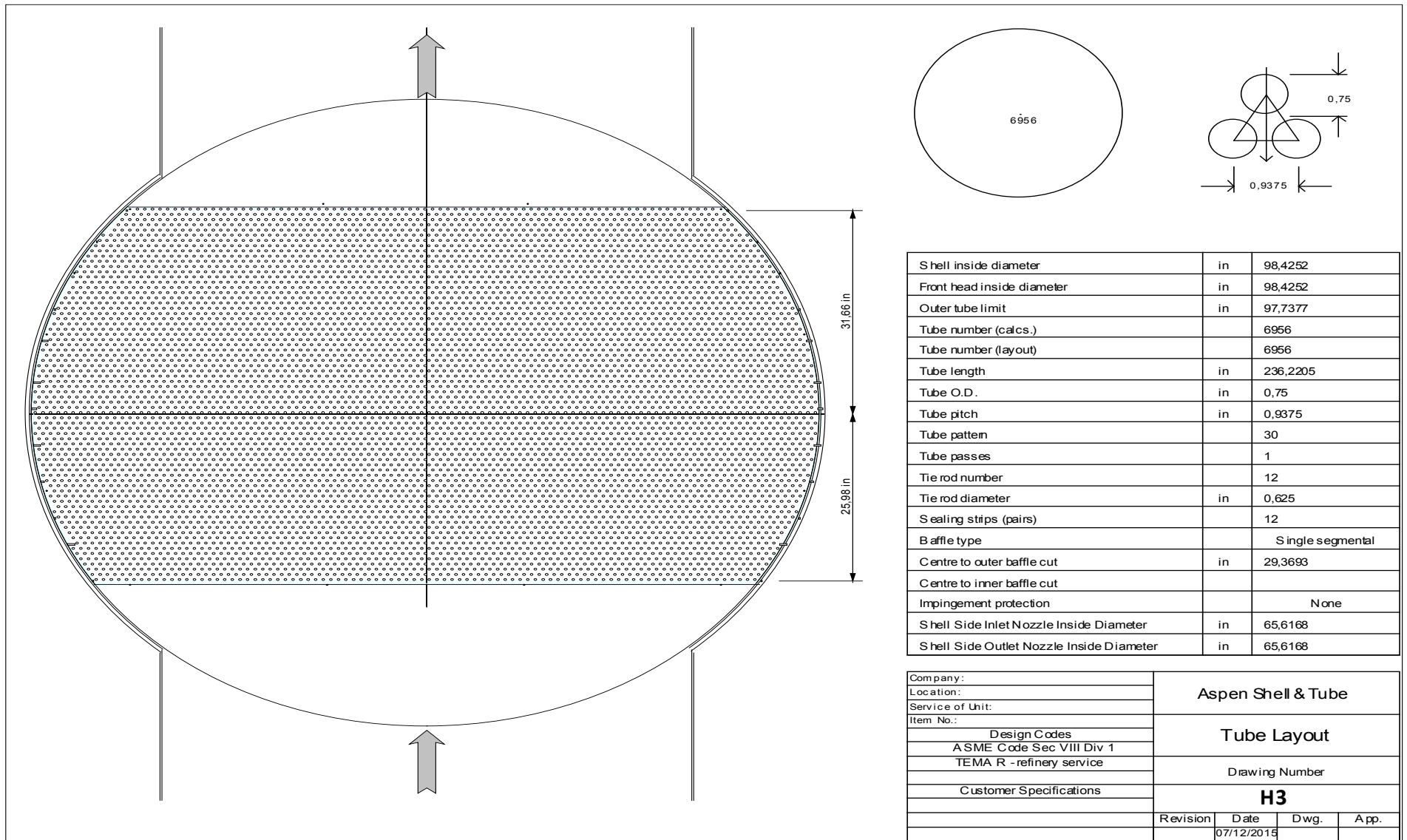




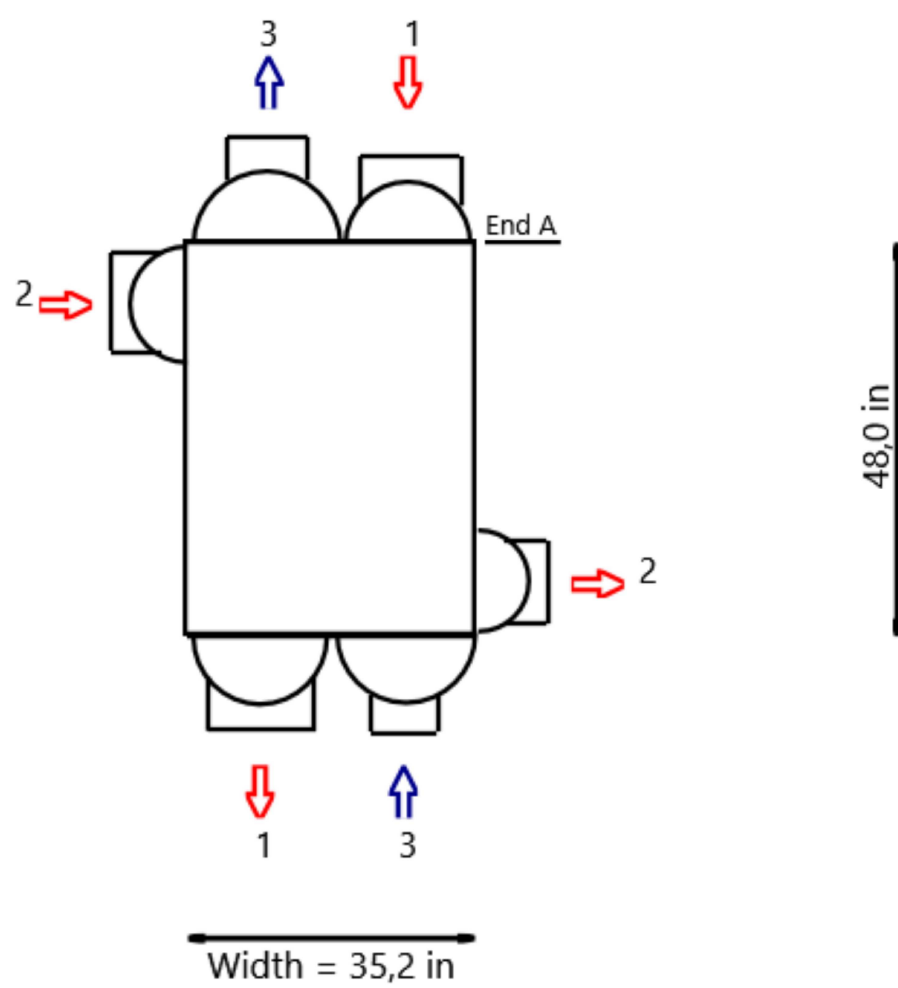




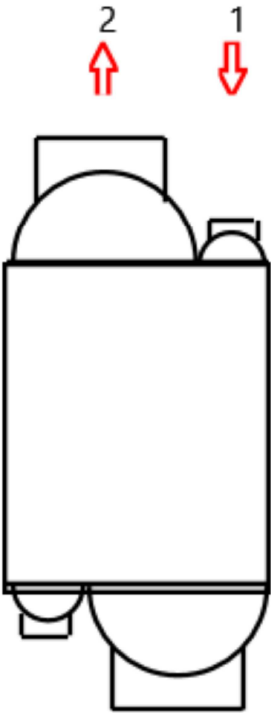




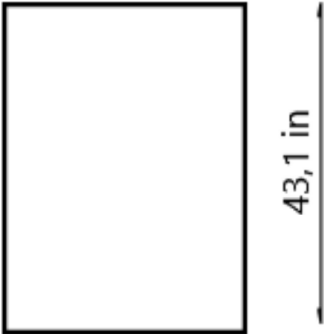
Job Title: **H11**



Job Title: **H12**



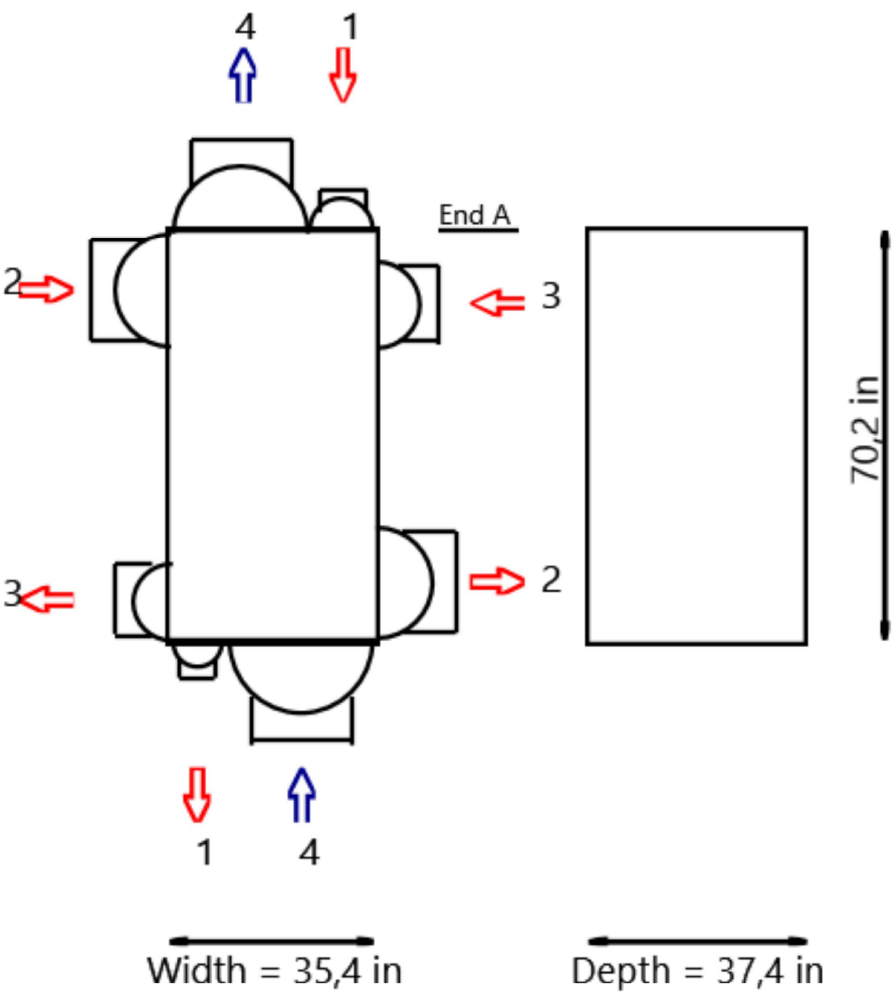
End A



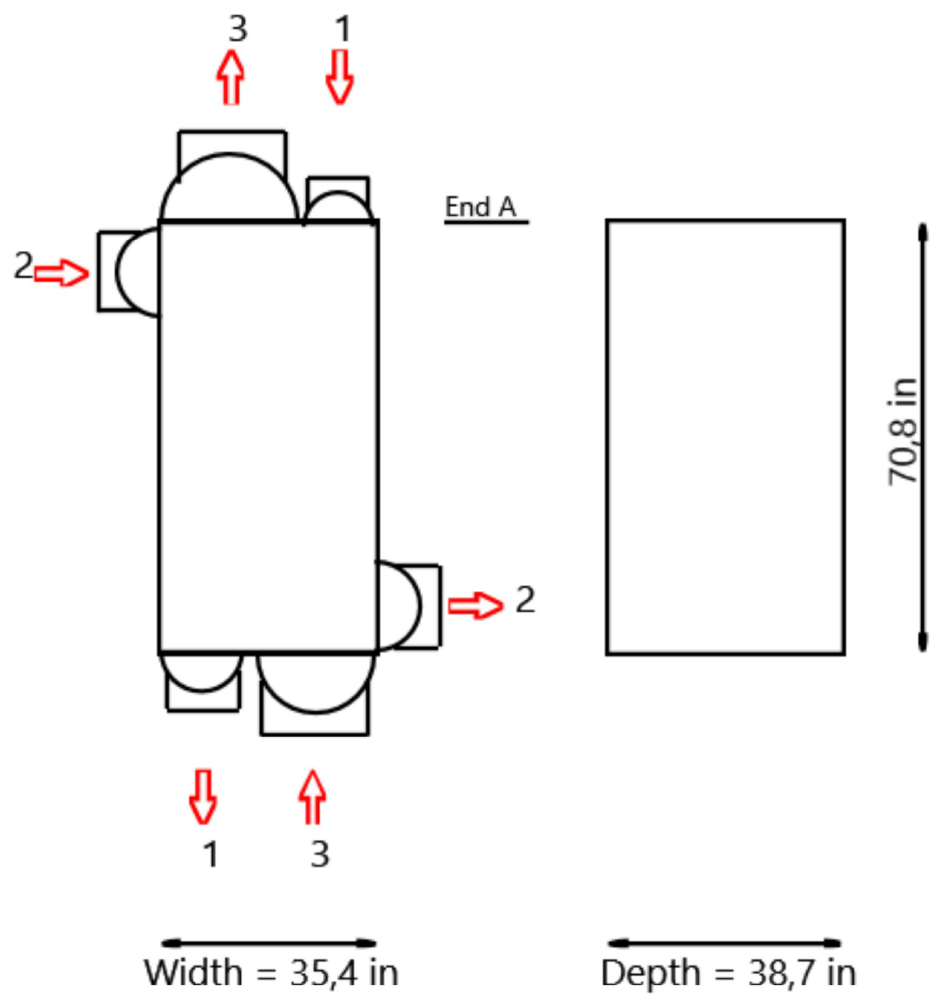
Width = 35,0 in

Depth = 31,8 in

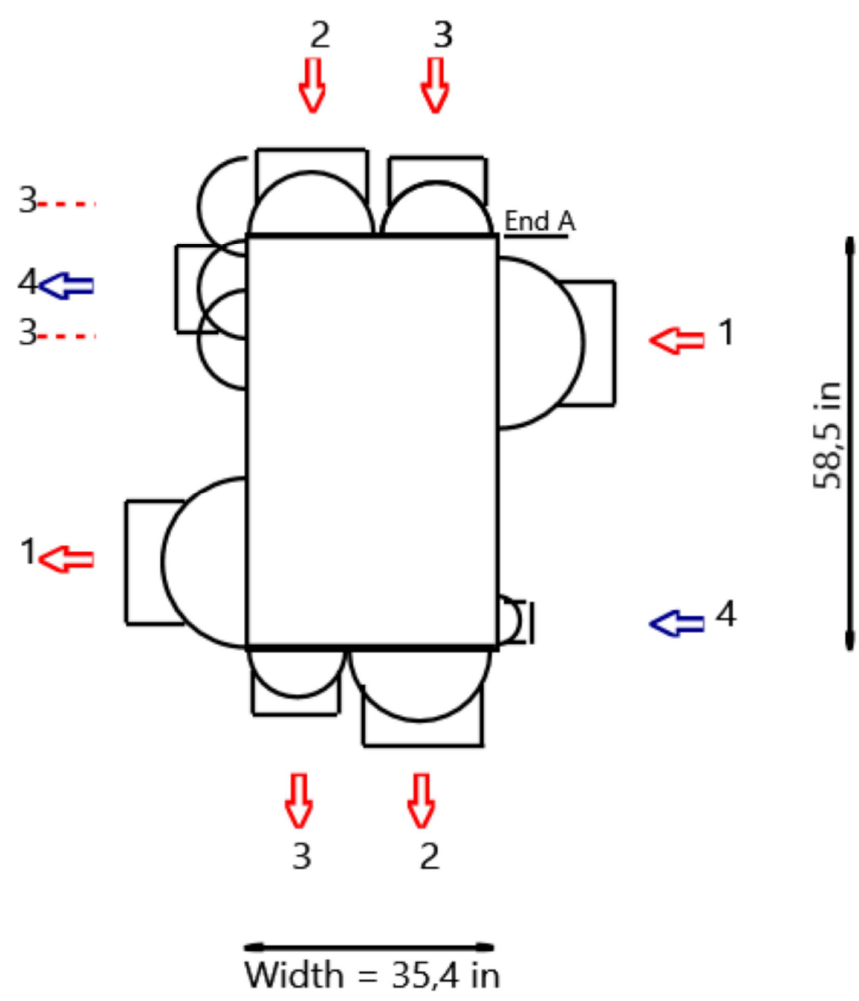
Job Title: H21



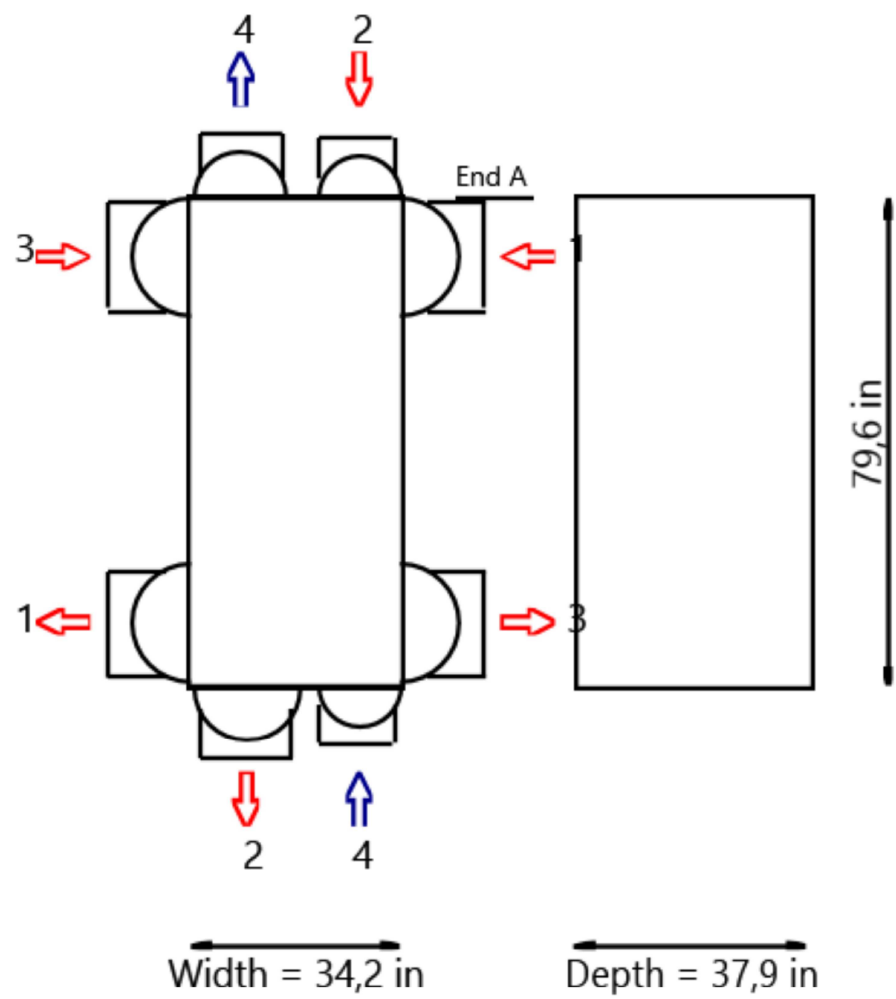
Job Title: H22



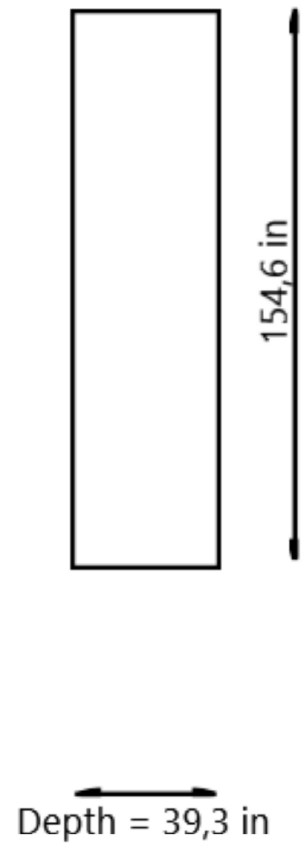
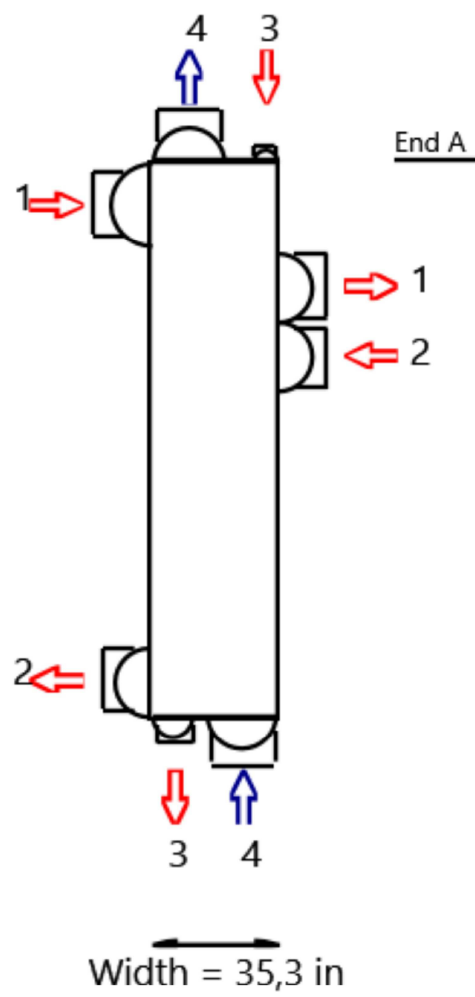
Job Title: H31



Job Title: H32



Job Title: H33



III. ANEXO C: Catálogos de Suministradores

GE Oil & Gas

Centrifugal & Axial Compressors



GE Centrifugal & Axial Compressors



- 3 Tradition, Experience and Innovation
- 4 Types and Characteristics
- 6 MCL / V series
- 8 BCL, RB, VH series
- 9 PCL series
- 10 SRL Integrally Geared series
- 11 SRL / DH series
- 12 Blowers D series
- 13 Axial Compressors AN series
- 14 Compressor Components
- 18 Oil and Gas Seal Systems
- 19 Control Systems
- 20 Test Facilities
- 21 Service
- 22 Training
- 23 Exploration and Production,
Floating Production Units, LNG
- 24 Pipeline and Storage
- 25 Refinery and Petrochemicals
- 26 Compressor Specifications
- 27 Product Line Range

Tradition, Experience and Innovation

GE's Oil & Gas Business manufactures a complete range of centrifugal compressors for all major compression applications. They are used in oil & gas production, gas transportation, refinery and petrochemical industries, fuel gas boosting and other similar processes. We hold the record of key milestones for centrifugal compressor applications having designed and manufactured the first high pressure compressors for ammonia and urea plants, the most powerful compressors for offshore applications (over 30,000 HP) and re-injection compressors with delivery pressures as high as 10,000 psi (700 bar).

Specific requirements are met by custom configuring each compressor using standardized advance technology components proven over a wide range of process conditions. This approach delivers reliable, high performance compressors for natural gas, refinery, petrochemical, GTL and LNG applications.

A highly skilled staff of local engineers and technicians provides on-site technical support for installation, commissioning, overhaul, repair and maintenance of our equipment.

Extensive research and development, advanced design procedures, modern manufacturing techniques and first hand on-site experience in compressor operation are behind the success achieved by our compressors.



Types and Characteristics

Horizontally-split compressors

Used primarily for low and medium pressure applications in ethylene and fertilizer plants, refineries, LNG for refrigeration, air compression, etc.

Propane Compressor for Qatar LNG Plant



Vertically-split barrel compressors

Used primarily for high pressure applications such as ammonia, urea and methanol synthesis, refinery recycle, natural gas compression and injection and hazardous gases.

BCL 405/C Re-injection Compressor offshore installation North Sea



Pipeline compressors

Used for low and medium pressure ratio pipeline service and in recycle applications such as those performed in methanol plants, etc.

Pipeline Centrifugal Compressor PCL 603



Axial compressors

Used for low pressure, high flow applications such as catalytic cracking plants, air service, air separation, LNG, nitric acid and GTL applications.

Mixed Refrigerant
Compressor for LNG Plant



Single stage overhung compressors

Used as boosters or recycle compressors in many petrochemical applications, such as polyethylene, polypropylene, ethylene oxide, chlorine, sulfuric acid plants, MVR.

DH Single Stage overhung
compressor for API 617
applications



Integrally geared compressors

Used for low and medium pressure air, steam and inert gas, and fuel gas service and in petrochemical applications.

SRL 603 for Air + Carbon
Monoxide - Belgium



MCL / V series

MCL compressors are designed in several sizes and pressure ratings to cover different applications. The compressor casing is either cast (cast-iron, cast steel) or fabricated. The diaphragms are cast-iron, cast steel or fabricated.

The impellers and diffusers are selected from a wide range of standard stages in accordance with the application and desired performance.

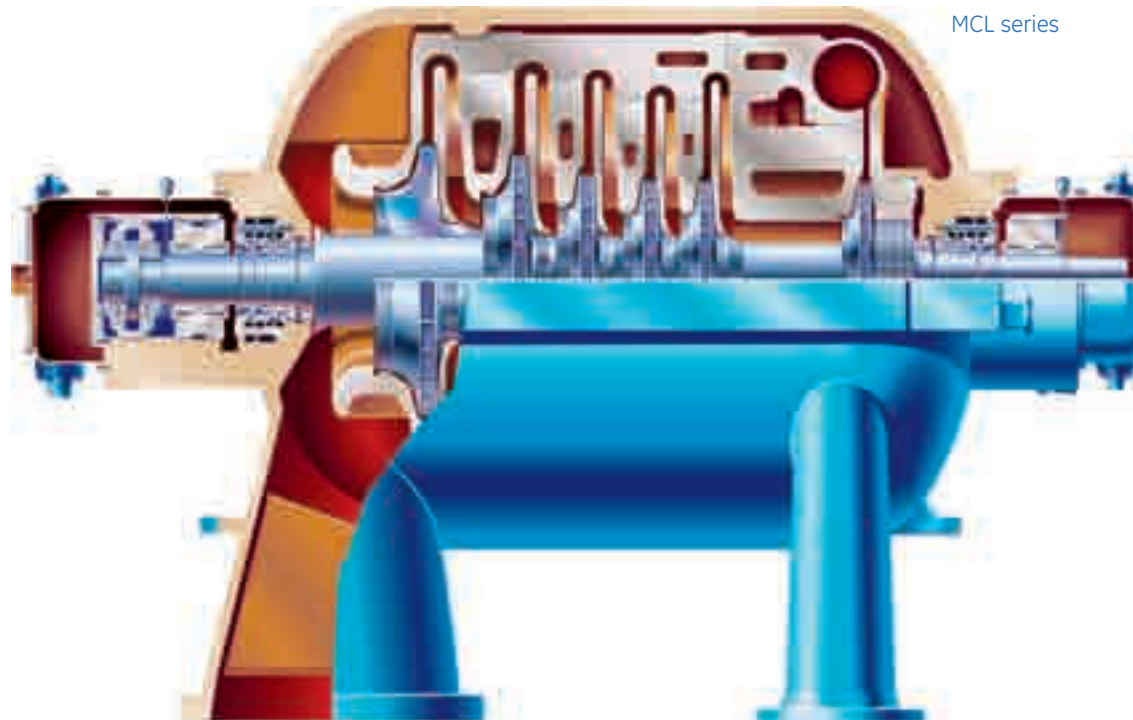
The radial and thrust bearings are of the tilting pad type.

Shaft-end seals are mainly dry gas seals but can be labyrinths or oil film seals.

Inter-stage leakages are controlled by labyrinths (static or rotating) or abradable seals.

Double flow models (DMCL) are used to compress very high flows. This solution allows the casing size and speed to remain within an acceptable range to couple the compressor to drivers and/or other compressor casings.

Different washing options can be offered as required.



2MCL Horizontally split compressor being machined



Horizontally split VS compressor for refrigeration service



Double stage models (2MCL) are used when intermediate cooling is required or when a process calls for two separate compression stages. 2MCL compressors have the same general features as the MCL type with the two compression stages in a back-to-back arrangement. Additional side stream nozzles can be provided with the 3MCL model for special requirements such as in refrigeration applications, particularly for propane in LNG plants. All connections can be oriented upward or downward to meet plant layout needs.



BCL, RB, VH series

These compressors are designed to cover a wide range of applications and pressures (hydrogen mixtures, hazardous gases, high pressure).

Casings can be rolled steel or forged with one or two end covers bolted or secured by shear rings.

For improved performance, diaphragms are, when practical, 100% machined.

Radial and thrust bearings are of the tilting pad type. Active Magnetic Bearings are also available as an option.

End seals are of the dry gas type and other sealing solutions are also available.

In addition to conventional labyrinths, inter-stage seals can be abradable or honeycomb seals to optimize the overall performance of the machine.

In-line, back-to-back or double flow configurations are also available.

Materials are adapted to the process requirements. Specific materials are selected to withstand the various forms of corrosion present in sour or acid gas applications based upon extensive experience in corrosive applications.

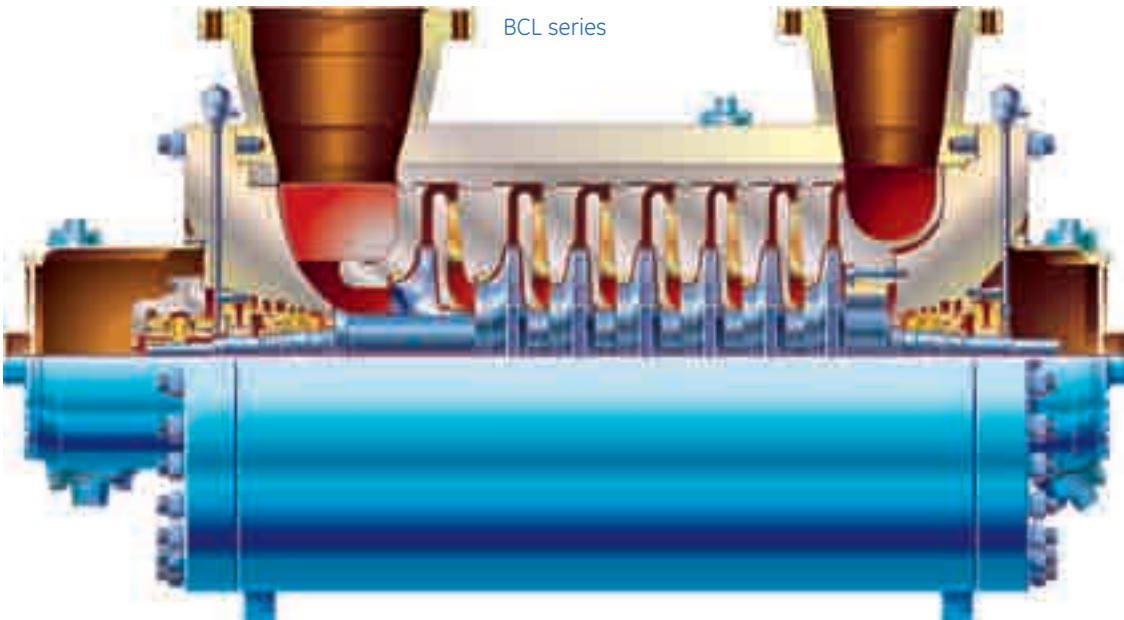
RB series



2BCL very high pressure



BCL series



PCL series

These compressors have been designed to meet the range of flow and compression ratios required by gas pumping stations.

A variety of standard casing sizes are available to cover a wide range of gas flow.

The same casing can house different numbers of impellers to optimize performance in terms of efficiency, compression ratio and operating range.

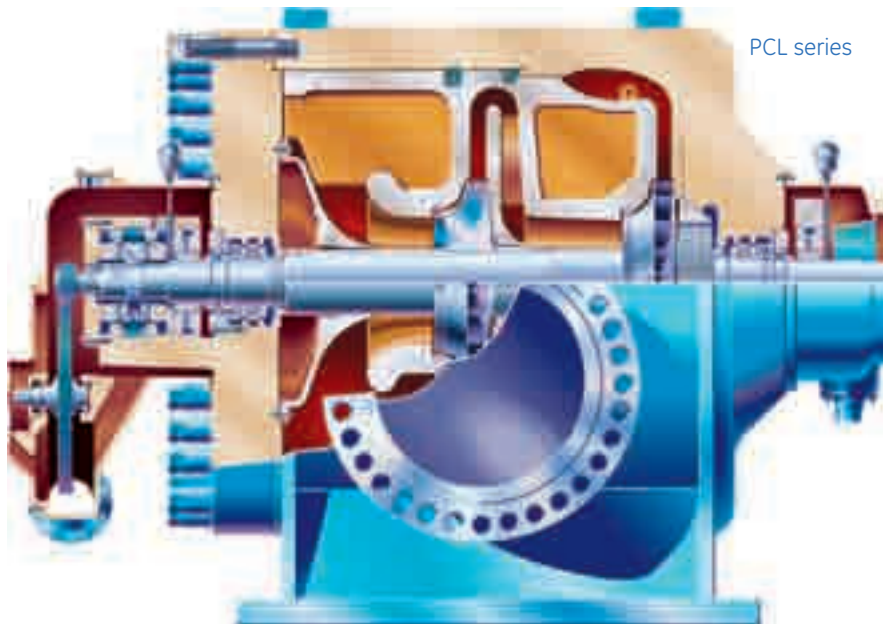
Field modification of the impeller configuration can be made to accommodate changes in operating conditions.

The compressor casings are made of forged steel to provide maximum material strength and metallurgical stability. Vibration-free operation is assured by positioning bearings at both casing ends which provides the necessary rigidity to the rotor.

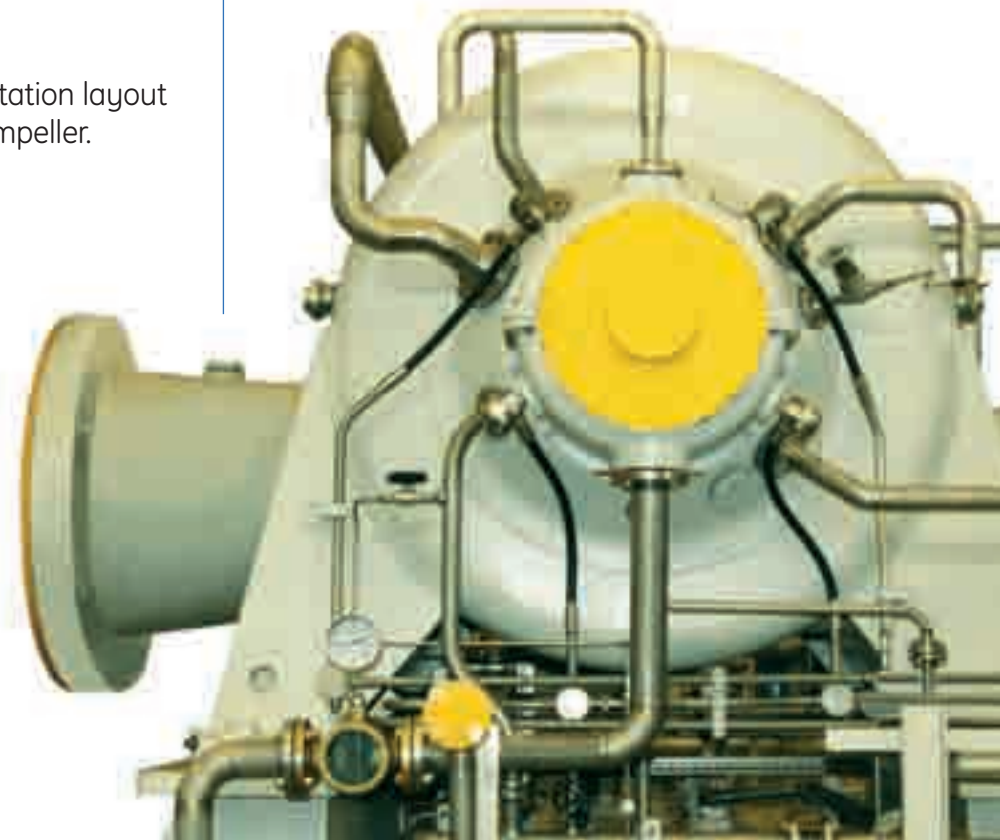
Dry gas seals are normally used to prevent gas leakage.

Floating bushing oil seals are also available on request.

The suction and delivery nozzles are generally located opposite each other to meet station layout requirements. Axial inlet is also available when the pressure ratio allows for a single impeller.



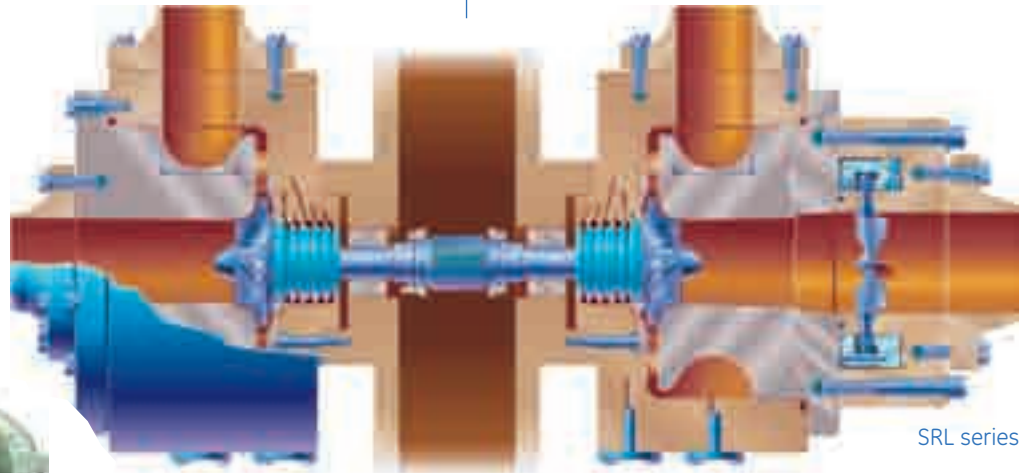
PCL series



Pipeline Centrifugal Compressor
PCL 603

SRL Integrally Geared Series

Integrally Geared Compressors are used in several petrochemical applications, either for low-flow/high pressure, or high-flow/low pressure conditions. This type of compressor has a bull gear and from one to four high speed pinions. One or two impellers can be mounted on each pinion-shaft. Optimal impeller speed and the ability to inter-cool compression stages guarantee very high efficiency. Due to its rugged mechanical design, this type of machine has very high reliability and is easy to maintain. A large variety of gases can be handled by this compressor line with appropriate construction materials and seal systems. This line is designed for process air and gas service.



SRL / DH series

Overhung compressors are mainly used as boosters in petrochemical applications or for recycle in polypropylene and polyethylene plants.

The single-stage overhung configuration is simple and easy to maintain. Almost all gases can be handled by this type of compressor with appropriate construction materials and seal systems.



Blowers D series

The Blower compressor is a low-pressure, single-stage overhung design typically utilized where a tough process gas application requires a relatively high flow of gas at a moderate differential pressure.

It features a compact, efficient design and the ability to handle a wide range of applications. Features like three-piece casing construction, horizontally split bearing housing and our exclusive impeller balance ring are examples of how this compressor is designed from the ground up to provide maximum reliability and serviceability to its operators.

These compressors offer a choice of models and seal options, as well as the design flexibility and optional equipment to conform to customer specifications.

Accessory packages include a variety of drivers, sound attenuation, a lubrication console and advanced control functions.

Optional API configurations also available.



Axial Compressors AN series

Axial compressors are designed for high volume, relatively low pressure applications and have high efficiency and a broad operating range.

An external fabricated horizontally split casing holds an inner stator blade carrier.

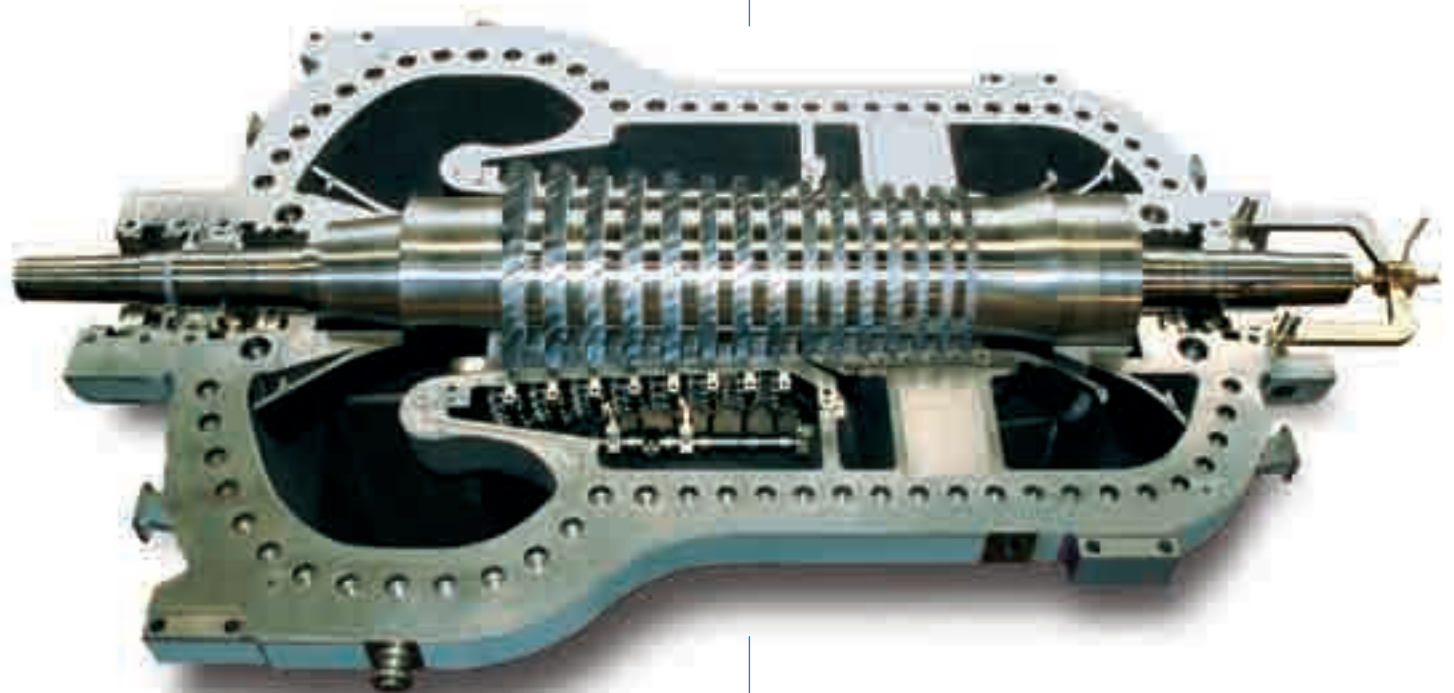
The first stator blading rows are adjustable by external devices for better performance control and for broader operability.

The number of blade rows is variable to better fit the process needs.

Both rotor and stator blades are robustly designed, for optimum aerodynamic and mechanical behavior.

The radial and thrust bearings are of the tilting-pad type. Shaft-end seals can be labyrinths either with extraction or buffer systems, oil film seals or dry seals depending on service requirements.

All connections can be oriented upward or downward to meet plant layout needs.



Compressor Components

Casings

Depending on the compressor family the casings can be

- Horizontally split
- Vertically split

Horizontally-split casings consist of two half casings joined along the horizontal center-line. All connections such as suction and discharge nozzles, side stream nozzles (if any)

and oil piping are normally fitted to the lower half so that the upper half becomes an easily removable cover. The casings may be cast-iron or cast or fabricated steel depending on the compressor duty, service temperatures, gas handled and compressor size.

Vertically split casings have different shapes and thickness depending on the pressure rating.

Casings up to 350 bars are steel cylinders with end covers either bolted or secured by shear rings. Nozzles can be welded to the

casing or machined directly.

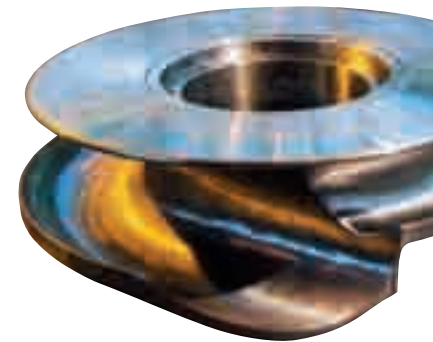
Casings with ratings over 350 bars are cup-shaped forgings with one end cover only. This cover is secured to the casing by a patented shear ring locking device.

Shear rings offer the advantage of being simple to assemble and provide the necessary sealing assurance for very high gas pressures.

By removing the end cover it is possible to remove the rotor diaphragm bundle assembly and to gain access to the internal components without removing the outer casing which remains connected to the plant piping package.

Diaphragms

Suction, intermediate and discharge diaphragms create the gas flow path within the stationary components. The suction diaphragm conveys the gas into the eye of the first impeller and can be fitted with adjustable guide vanes to optimize the inlet flow angle. Intermediate diaphragms perform the dual function of forming the diffuser passage (where gas



velocity is transformed into pressure) and the return passage to channel gas to the eye of the next impeller. The discharge diaphragm forms the diffuser for the last impeller as well as the discharge volute. The diaphragms are usually horizontally-split.

In the small to medium sizes of the MCL series, the upper half of the diaphragms is fixed to the upper half casing to facilitate inspection, and for the large sizes, it is fixed to the lower half of the diaphragms, while the barrel family internals are assembled into a bundle which can be easily extracted from the casing. The diaphragms are made of cast-iron, steel or stainless steel and when practical 100% machined to improve efficiency. Easily removable labyrinth seals are installed on the diaphragms at impeller shrouds, to prevent return flow from discharge to suction and on the shaft sleeves to eliminate interstage leakage.



Rotors

The rotor consists of shaft, impellers, sleeves, balance drum and thrust collar. Impellers are selected from a number of standard families. Each family groups a set of geometrically similar impellers with different flow coefficients to meet specific flow requirements. All geometries have been tested in the company's R & D laboratories. Impellers are shrunk on the shaft. Impellers may be either of the closed or open design. Closed impellers are made of forged steel. Their blades may be welded or brazed to both the disc and the shroud or milled from a solid disc and welded or brazed to the shroud. Solid weld-free impellers produced by milling or electrical discharge machining technology are also available.

The blades are generally back-swept to different angles in accordance with the required performance.

Open impellers are machined from solid forgings.

Each impeller is dynamically balanced and overspeed tested before assembly.

The rotor is balanced after the assembly of each individual component on the shaft.



Compressor Components

Seals

Shaft end seals eliminate or minimize the leakage of compressed gas or the entry of air into the compressor casing. Depending on the nature of the gas to be compressed and on the degree of sealing to be achieved, different types of seals may be used.



Labyrinth seals

They are used when the properties and pressure of a gas permit a minimal leakage. The labyrinths are made of light alloy or other corrosion-resistant material and are easily replaceable. The number of teeth and clearance depend on the operating conditions, as well as the geometry (plain, step, ring type, honey-comb, etc.). To minimize leakage, abradable seals are used. In this case the labyrinth teeth are fitted to the rotor and are in contact with an abradable material on the stator.

When no leakage whatsoever is permissible (poisonous or explosive gases, etc.) labyrinth seals are combined with extraction and/or injection systems.

Dry gas seals

Sealing is ensured by a gas lock created by the grooves machined into a rotating seal fitted on the rotor. Depending on the application it is possible to use gas - taken off the compressor at different levels: first impeller diffuser, intermediate or discharge nozzles or an insert gas.

Hydrostatic and hydrodynamic forces balance to maintain a clearance of a few microns between the rotating seals and the stationary face. This very small clearance reduces gas leakage to a negligible amount.

Different patented solutions are available to temper the seals to prevent liquid or hydrate formation or for controlling the temperature of the seal.

Extensive experience has been accumulated on dry gas seal systems that have been developed to meet specific process requirements.

Oil seals and mechanical seals are available at request, tend to be replaced by Dry Gas Seals.

Bearings

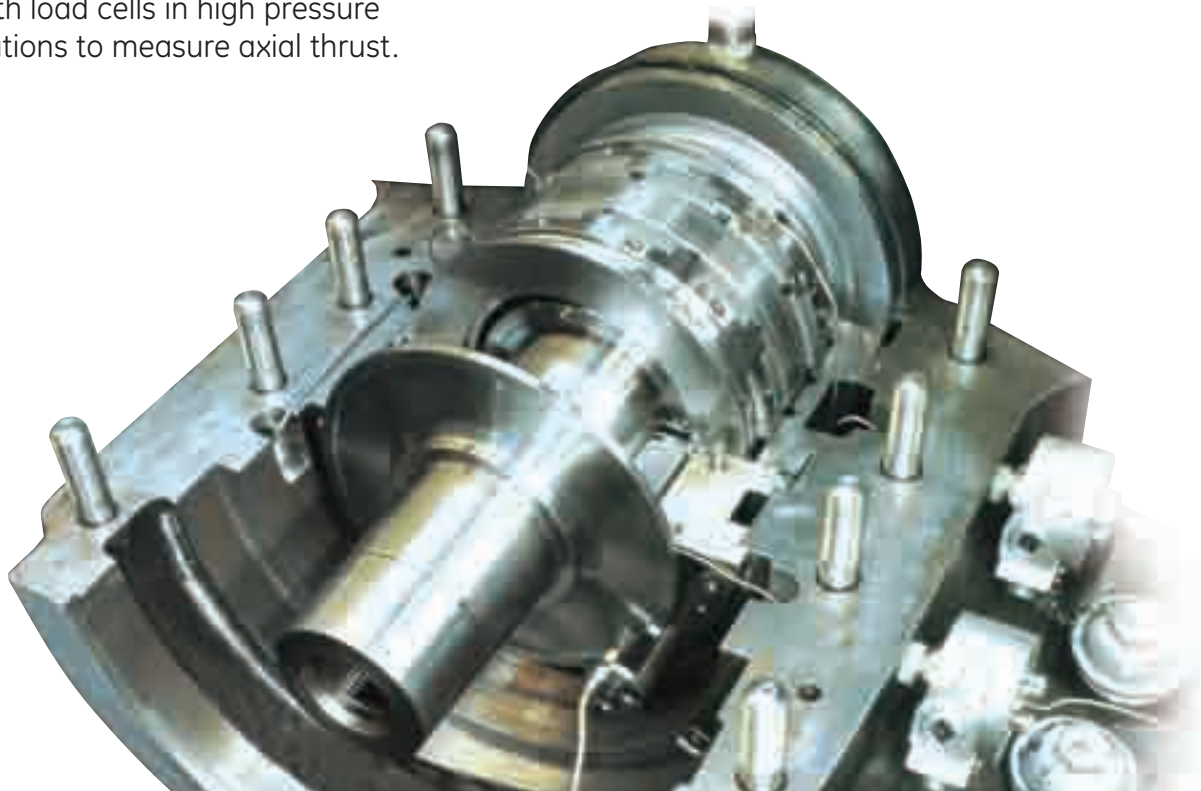
Hydrodynamic bearings

- Journal bearings
Tilting pad bearings are generally used, and are normally equipped with thermocouples to monitor the bearing temperature.
- Thrust bearings
Double-acting, tilting pad bearings with an equalizing device are typically installed. The bearing pads can be fitted with thermocouples for temperature monitoring and with load cells in high pressure applications to measure axial thrust.

Active magnetic bearings

In recent years several machines have been equipped with active magnetic bearings. Operating on the principle of electromagnetic suspension, the active magnetic bearings perform the same functions as hydrodynamic journal and thrust bearings with two major advantages:

- reduced mechanical losses owing to the absence of friction
- adjustable axial and radial position and stiffness of the rotor and damping characteristics of the bearings.



Oil and Gas Seal Systems

Oil systems

Pre-engineered solutions, designed in accordance with API 614 are implemented for continuous compressor operation. Integrating the experience from the large number of units in operation ensures high reliability and short cycle times.

The oil system can be a separate console or be integrated with the compressor base plate for compact packages that are easy to install on-shore or off-shore including special criteria for FPSO applications.

The lube oil system provides lube oil to the radial and thrust bearing of the compressor, to the gear box, and to the driver (except for some gas turbines).

A seal oil system supplying filtered oil to the liquid film rings or to mechanical type seals at the required pressure and temperature can be provided upon request.

The seal oil system may also be combined with the lube oil system. In this case the same oil reservoir is used for both functions.



Gas seal systems

These systems are available to cover the needs of the different Dry Gas Seal configurations.

They provide, as a sub assembly, the required buffer gas for the primary, secondary and tertiary seals, and the instrumentation to properly monitor the seals.



Control Systems

With extensive experience as a manufacturer of compressors and all types of drivers, and engineering and field services for compression stations, our specialized teams develop systems to control the equipment packages and the associated auxiliaries or processes as required.

Control systems:

Our Integrated Driver-Compressor Control system is a complete integrated solution, providing protection and monitoring to maximize the security of the compressor against potentially harmful surge conditions, while enhancing process efficiency and availability. This integrated control system provides critical process control for the entire compression train, its auxiliaries and related process equipment. Compatible with a variety of drivers and compressors, it runs on the GE Mark family of control platforms or on GE Fanuc PLC's as dictated by the applications. Simplex, Dual, and TMR control system redundancy options are available.

Combining the driver and load compressor control in a single platform provides advantages to the customer:

- Common spares for both driver and compressor control systems reduce the overall inventory requirements
- A smaller physical footprint means that compressor control hardware can be included in the same cabinet as the driver control hardware.
- The same Technical Advisor can handle commissioning and startup of both the compression train and driver.
- Common software tools and diagnostics for maintenance of driver and compressor controls simplify maintenance and uprates, and also reduce startup time and cost.
- Training time and costs are reduced with a single control system used for both driver and compressor controls. This applies to both initial and on-going training costs over the life of the control system.

Anti-surge protection and process control

Anti-surge control algorithms implemented within the integrated control system are based on the knowledge acquired through our expertise as a leading compressor manufacturer and experience on thousands of applications. Different control strategies are available to meet the needs of the application. All provide both closed and open loop controls to better react to small and large process disturbances. Different process control and load bearing functions can be provided.

Dynamic simulation

Dynamic simulations ranging from a single loop to a more complete process configuration are possible to define anti-surge valves, hot by pass requirements, piping optimization for improved compressor protection and starting conditions for electric motor drives.

Test Facilities

Centrifugal compressors are carefully tested throughout the manufacturing process in order to guarantee a perfect match to their design criteria and to assure long lasting, continuous operation.

The following tests are typically carried out on components and assembled machines:

- casing: hydraulic pressure test
- impellers: ultrasonic and dye penetrant liquid tests; over speed testing
- impellers/rotors: over-speed testing
- mechanical run test

Optional tests may be performed based on the specific job requirements. For example:

- performance tests (with air or other gases in an open or closed loop)
- full load - performance tests (including flammable gases) to check rotor stability and the performance of the machine
- mechanical string test.

Numerous indoor and outdoor test beds together with a sophisticated system for data acquisition and processing of test results distinguish the Florence, Massa and Le Creusot facilities.

We have the largest and most complete testing capability in the industry to perform tests under actual load and pressure conditions (including LNG and re-injection) for trains driven by gas turbines or electric motors.



Service

GE's Oil & Gas business provides a complete set of services to support the entire centrifugal & axial compressor product line. We offer an extensive portfolio of proactive and interactive service products such as condition-based maintenance, Conversions, Modifications and Upgrades (CM&Us) and Contractual Service Agreements (CSAs) complementing the traditional service offerings of OEM spare parts, repairs, and field services.

Our innovations are not limited to mechanical engineering. We have developed business solutions such as remote monitoring & diagnostics to help drive customer value by providing higher equipment reliability, availability, and productivity at a predictable cost.

Other advanced information-based developments include electronic parts catalogs, and e-commerce solutions.

Global Services engineers are backed up by our new product design engineering groups and by the GE Global Research Center - hundreds of creative minds working to provide the high-tech products and business solutions for the 21st century.



Training

GE's Oil & Gas business offers Training for the Operation and Maintenance of our complete line of machinery and equipment.

This Training can be provided either at the client's site or at the Learning Center located at the GE Infrastructure Oil & Gas headquarters in Florence, Italy. Instructors are field-seasoned experts who combine their understanding of theory with practical experience.

The quality training that they provide is a prerequisite for improving the skills of operating and maintenance personnel, to ensure safety, and superior equipment efficiency and availability. Courses and documentation are designed to meet Customer needs, focusing on the GE machinery and equipment actually installed at their sites.

Traditional training tools are augmented with computer-based training and interactive multimedia technology. Courses and technical literature can be provided in a variety of languages.



CENTER OF EXCELLENCE FOR TRAINING

Florence Learning Center Facilities:

- 5600 m² of Space
- More than 20 Training Rooms
- Speedtronic Mark V & Mark VI
- Bently Nevada Simulators
- Laboratories
- Multimedia Rooms
- Conference Center
- Auditorium Seating for 230 (under completion)

TRAINING SOLUTIONS:

- For all level in your organization
- Tailored for your specific needs
- Prescheduled offerings or on request
- Provided in various languages
- Formal classroom training and interactive learning

COVERED EQUIPMENT

Nuovo Pignone, Thermodyn, Rotoflow, Bently Nevada and other GE equipment.

Exploration and Production, Floating Production Units, LNG

BCL 406/B + BCL 305/C + BCL 305/D
compressor driven by MS5002 Gas
Turbine installed in Venezuela



BCL 406/B + BCL 305/C driven
by MS5002 Gas Turbine installed
on Nkossa platform - Congo



Ekofisk platform - North Sea



Mixed refrigerant train AN 200 axial
compressor and 2BCL 806 Centrifugal
Compressor, driven by
MS7001E-A Gas Turbine - Malaysia

Pipeline and Storage

The PCL 802 centrifugal compressor boosting natural gas on board the main Ekofisk platform



PCL 800 San Fergus



GDF Chemery Gas Storage



Storage to Pipeline Compressor Gazprom



A PCL 1002 booster compressor on the Soyuz gas pipeline



PCL compressor installed in Transcanada pipeline

Refinery and Petrochemicals

Ammonia synthesis
Mesaieed - Qatar



Ammonia synthesis



Refrigeration train in an
Ammonia plant, Turkmenistan



Steam recompression
evaporation - USA



Urea synthesis compressor
trains in a petrochemical
plant - Qatar

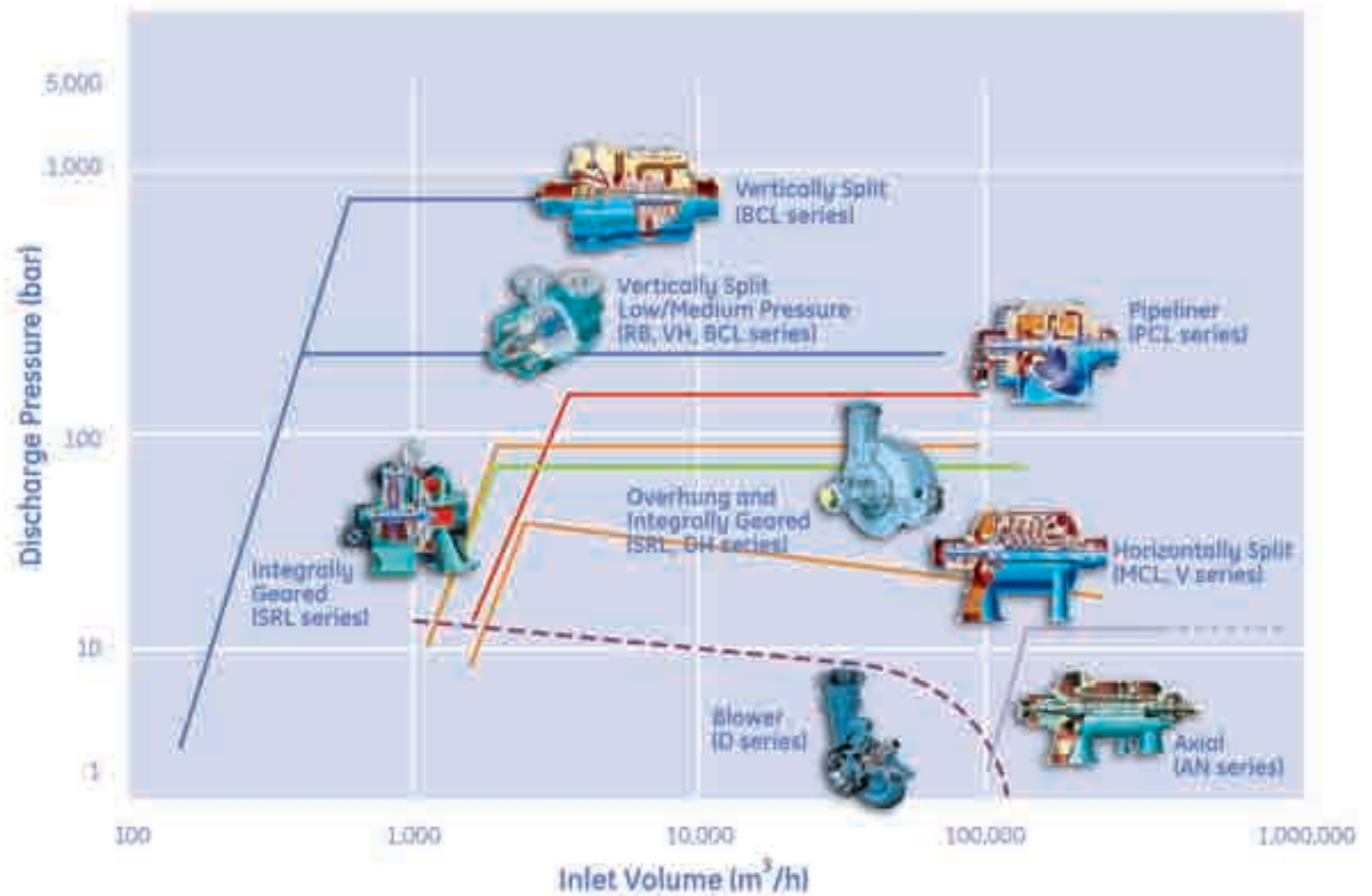


Compressor Specifications

COMPRESSOR FAMILY AND TYPE

Model Designation	number of units installed	Experience	Upstream	Gas ReInjection Enhanced Recovery	Gas Lift	Gas Production and Processing	Fuel Gas Boosting	Gas Gathering	Midstream	Gas Liquefaction (LNG)	Gas Pipeline	Gas Storage	Downstream	Ethylene & Derivatives	Fertilizer	Refinery (Cracking)	Refinery (H2 Recycle)	GTL	Air Separation	Minimum Suction Pressure bar (psig)	Inlet Flow Range m³/h (acfm)	Maximum Discharge Pressure bar (psig)	Maximum Power kW (HP)	Speed Range - rpm	Driver Type	Comments	
Centrifugal Vertical Split LP/MP	1917	855							167	28			895														
BCL, RB, RH, VH					●	●	●	●		●	●	●			●	●	●	●	●		-0.9 (-13)	up to 60,000 (up to 35,300)	200 (2,900)	40,000 (54,400)	3,000-20,000	GT; EM; ST High Speed Motors available	Sour and Acid gas Active mag bearings
Centrifugal Vertical Split HP	531	531																									
BCL			●																		83 (1200)	up to 15,000 (up to 8,800)	700 (10,000)	30,000 (40,800)	7,000-18,000	GT or EM	Re-injection: Ultra High Pressure Sour Gas
Pipeline	545								545																		
PCL											●										20 (290)	up to 100,000 (up to 58,800)	130 (1,900)	40,000 (54,400)	3,600-13,000	GT; VSDS; hydraulic converter or High Speed Motors	Oil free trains (AMB)
Centrifugal Horizontally Split	1362	141							107				1114														
MCL, V					●		●			●			●	●	●	●	●	●	●		-0.9 (-13)	up to 500,000 (up to 294,000)	40 (580)	70,000 (95,200)	3,000-15,000	ST; EM or VSDS	Cryogenic down to - 100°C available
Integrally Geared	71																										
SRL					●	●							●								-0.9 (-13)	up to 350,000 (up to 206,000)	70 (1,000)	15,000 (20,400)	3,000-50,000	EM; ST possible	Open closed impellers high mach stages
Overhung	331																										
SRL, DH													●								-0.9 (-13)	up to 100,000 (up to 58,800)	86 (1,250)	14,900 (20,000)	1,200-20,000	EM	Single stage
Blower	931																										
D													●								-0.9 (-13)	up to 408,000 (up to 240,000)	14 (200)	6,000 (8,000)	2,000-20,000	EM	Single stage
Axial	29																										
AN										●			●					●	●		-0.9 (-13)	100,000-600,000 (58,800-353,000)	25 (360)	70,000 (95,200)		ST; GT; VSDS possible	Variable Stator Vanes
Total	5717	1527							819	28			2009														

Product Line Range



GE Oil & Gas

Global Headquarters
via Felice Matteucci, 2
50127 Florence, Italy
T +39 055 423 211
F +39 055 423 2800

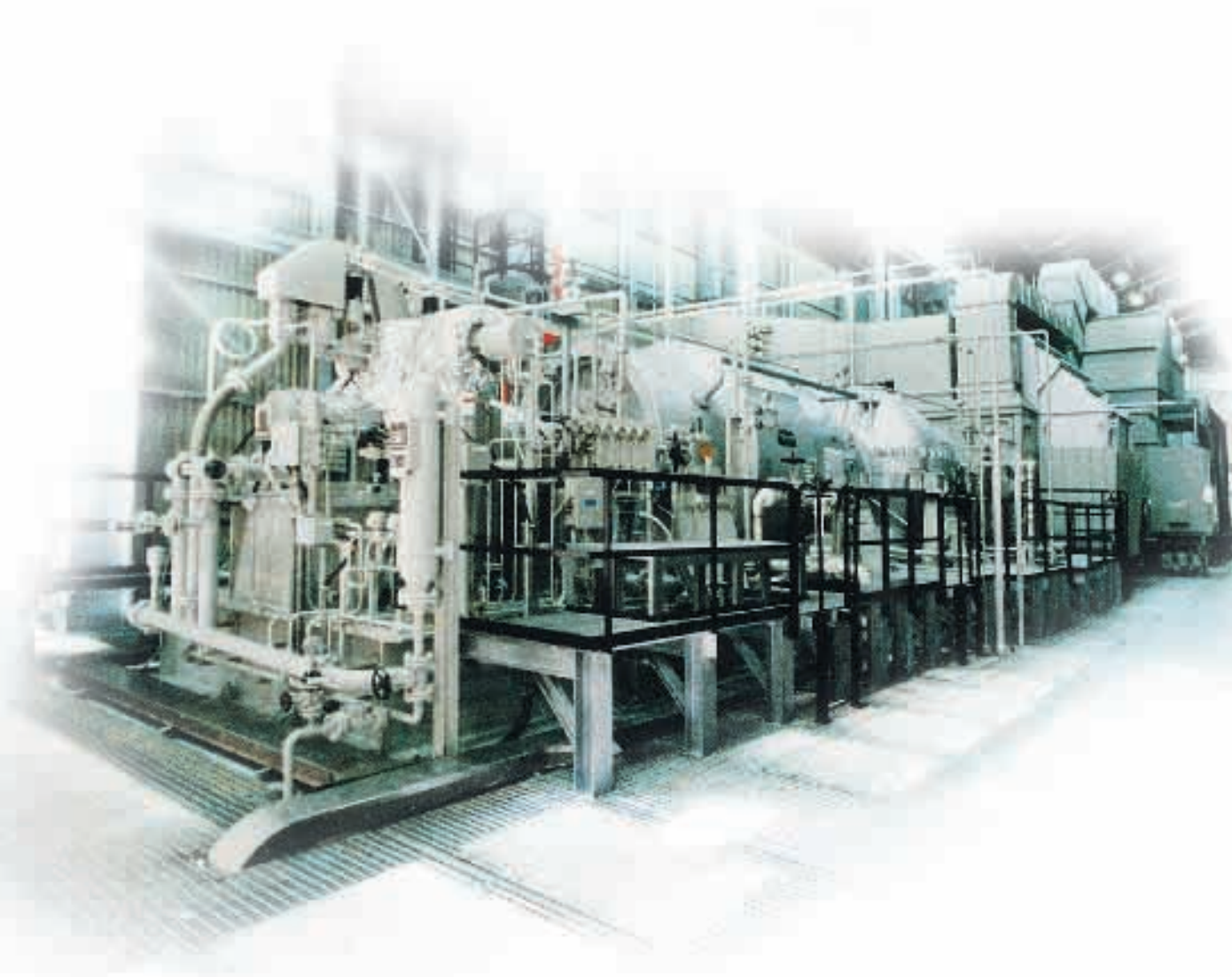
Nuovo Pignone S.p.A.
Nuovo Pignone S.r.l.

E customer.service.center@ge.com
www.ge.com/oilandgas

GE, the GE Monogram,
and imagination at work
are registered trademarks of
the General Electric Company.



GE imagination at work



Liquefied Natural Gas

Enhanced solutions for LNG plants



LNG

Natural gas is in great demand globally as a clean fuel and as a feedstock for petrochemicals, agricultural chemicals and plastics. Traditionally, transport has been limited to pipelines, whose economic and physical limitations have typically restricted distribution to regional/interstate supply, relatively close to the gas source, where terrain and geopolitical considerations are not prohibitive. However, when converted to Liquefied Natural Gas (LNG), the fuel can be conveniently transported by ship to distant markets worldwide – well beyond the reach of pipeline systems, thereby greatly increasing the availability of this highly desirable energy resource with an unparalleled flexibility of supply.

How it works

When chilled to -162°C (-260°F) at 1 atm, natural gas is a clear liquid taking up 600 times less space than the corresponding gas and enabling practical transportation by specially designed ships. Various combinations of refrigeration cycles are used in licensed LNG production processes, but most employ gas turbine-driven compressors to achieve the necessary cryogenic temperatures. For commercial, safety and environmental reasons, these compression units must be very robust, efficient, and highly reliable.

GE has been a leader in the development of the complex, large scale turbocompression machinery required for this very challenging application.

Evolution of LNG

Technological innovation and economies of scale have been the two key contributors to the industry's progress.

As more economical LNG plant solutions have been developed, it has become feasible to commercialize remote natural gas fields and more marginal stranded gas resources. This delivers to markets natural gas associated with the production of oil that previously might have

been flared and also benefits the environment by displacing other more environmentally intrusive fuels with clean burning natural gas.

GE's Oil & Gas business has a long history of leadership in the evolution of LNG technology, and our equipment is found in most LNG plants around the world.

GE . . . a recognized technology leader in the LNG industry



Driving LNG growth

The focus of the industry has been on efficiency and cost reduction with a constant drive to improve the economic balance with respect to alternate means of providing hydrocarbon products to markets such as pipelines and oil.

Until the mid 1980s, the centrifugal compressors used in the liquefaction process were mainly driven by steam turbines which permitted liquefaction trains of up to about 2 MTPY.

Gas turbine technology, because of the higher power density that it affords, has enabled significant unit train capacity increases and has become the dominant driver for LNG plant refrigeration. The gas turbine era began in the late 1980s when we introduced the first Frame-5 driven compressor train for a 2.3 MTPY capacity plant. Our Frame-6 and Frame-7 gas turbine drivers subsequently bettered that with 4 MTPY capability, while today's largest operating LNG plant has a production capacity of 5 MTPY and is driven by our Frame-7 machines.

Our latest milestone is the coupling of the Frame-9 gas turbine with a new, higher capacity compressor to once again extend plant production capacity. Three of these turbocompressor giants will form the cryogenic refrigeration unit of an 8 MTPY plant – the largest in the world – scheduled for operation in 2007. This supertrain is currently being tested at our facility in Massa, Italy.

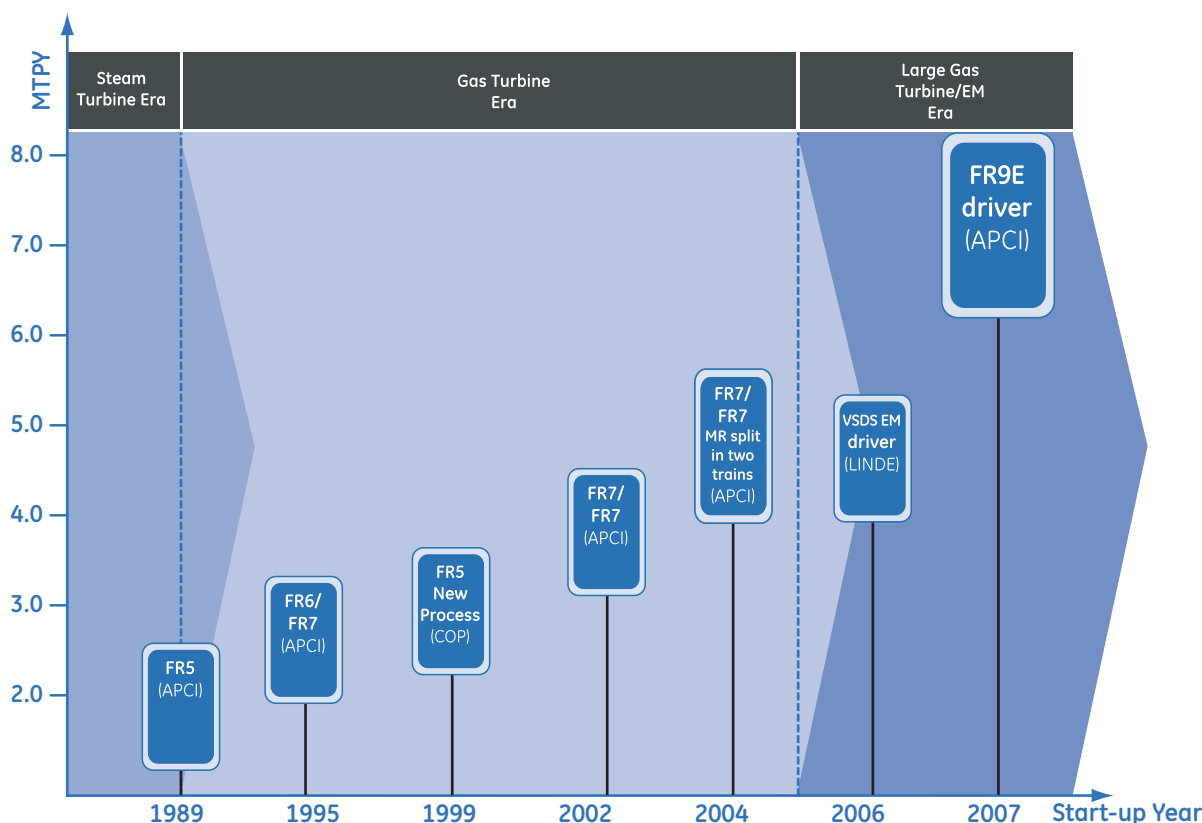
And our research and development continues – always in search of the next LNG breakthrough.

Frame-9 E Mechanical Drive gas turbines will drive the world's largest LNG plant allowing up to 8 MTPY production capacity.



GE technology . . . driving plant capacity & economies of scale

GE Oil & Gas technological milestones in LNG production



Integrated full service solutions

GE has extensive experience as one of the world's foremost developers of compression technology for LNG production, having supplied compression trains for virtually all of the major LNG processes. We offer the unique ability to help customers achieve greater efficiencies at every stage of development (planning, construction, maintenance and uprating) and every part of their operation through the entire LNG product chain (production, liquefaction, regasification and storage). Not only do we design and manufacture the industry's most powerful compression trains, but we regularly customize all types of equipment for precise integration with existing facilities. Our people have built, installed, refurbished and rerated turbines, compressors and all types of supporting equipment at the major LNG sites all around the globe.

With more than 20 years of experience in LNG and the technological strengths of the worldwide GE organization, we have the expertise and capabilities to constantly push the limits of conventional thinking. The engineers at our Center of Excellence in Florence continually tailor solutions for a diverse range of processes and optimize every aspect of integrated equipment operation even under some of the harshest conditions on the planet.

Constantly adding value to the chain



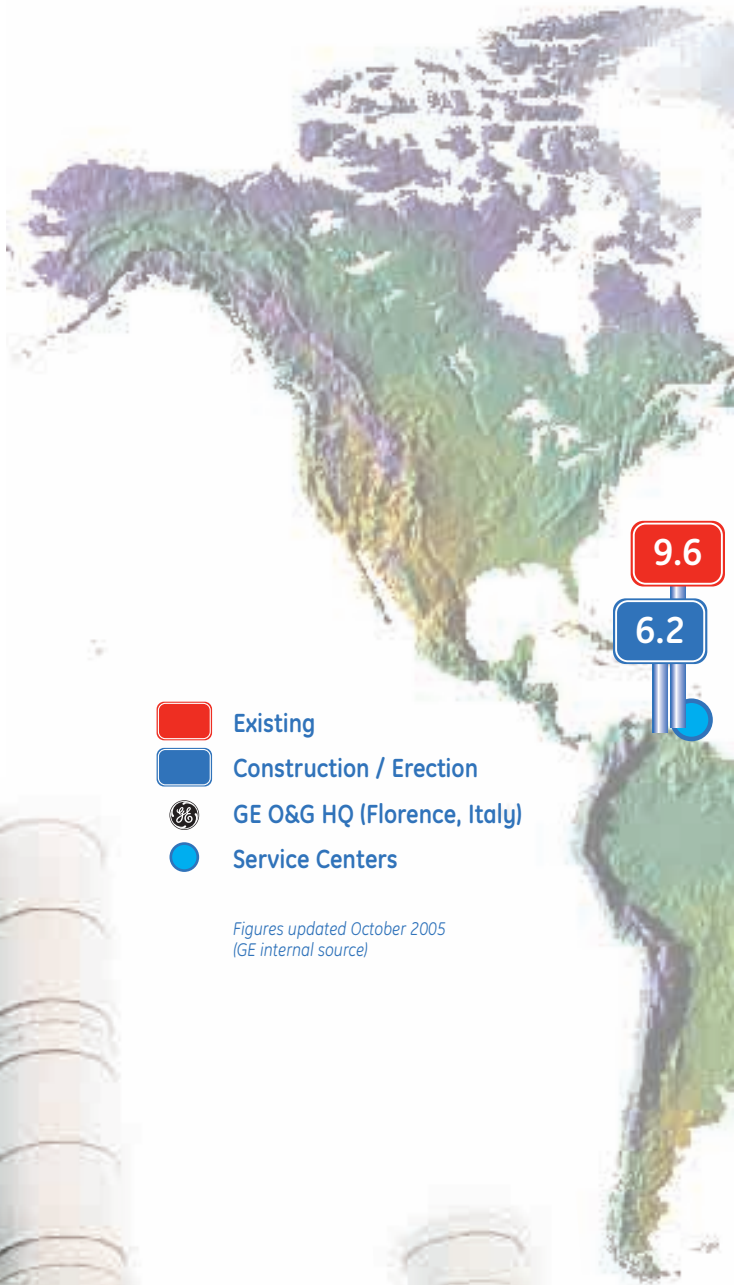
Leading global LNG development

GE has developed leading-edge LNG solutions since this resource first entered world energy markets. To this day, we continue pushing technological frontiers, anticipating customer needs and developing new products that enhance competitive operations as the industry matures and expands.

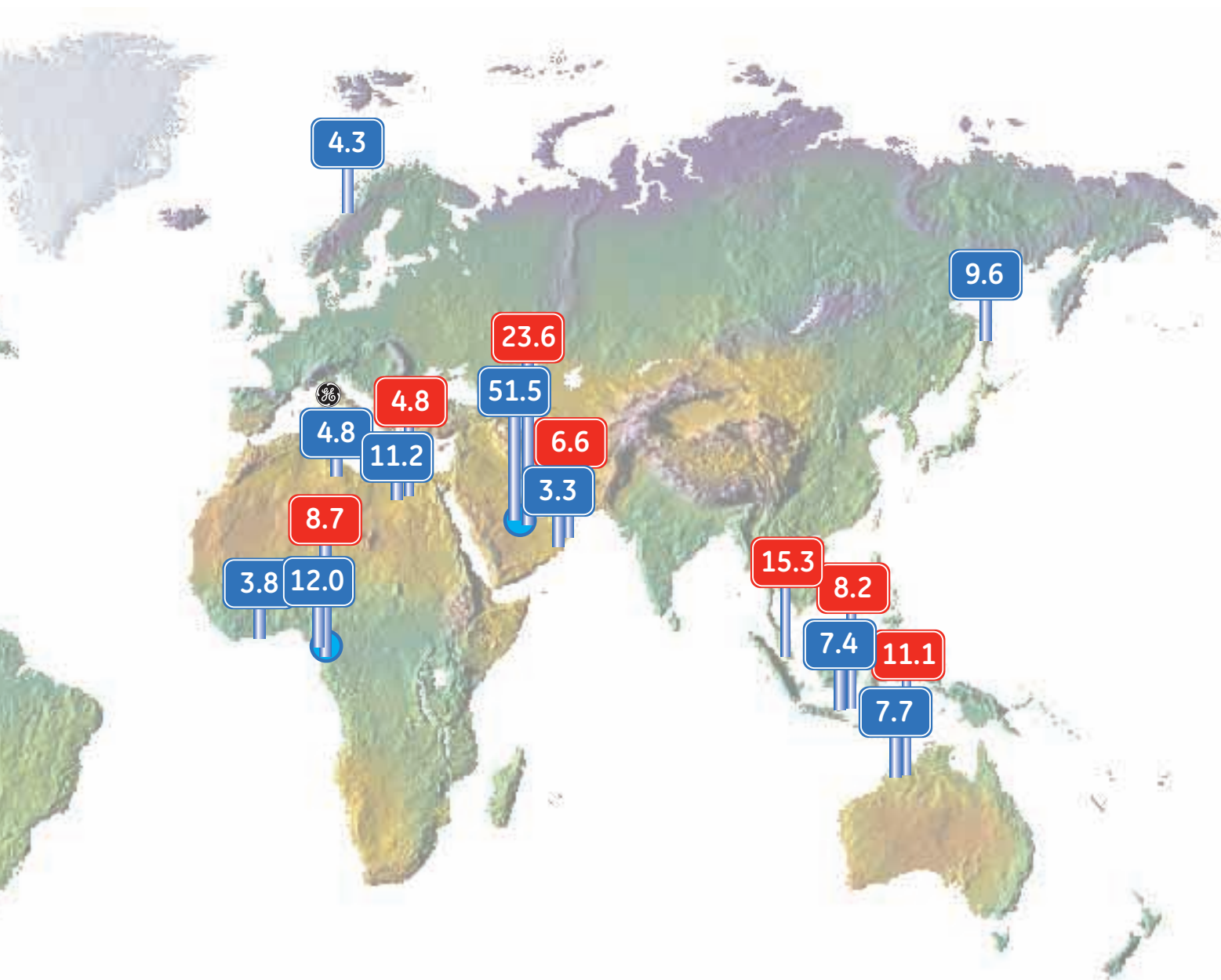
By delivering high-performance technologies to the entire industry, we offer valuable insight regarding the interplay of technologies at all stages of production and distribution. Our customers achieve significant competitive advantage through solutions that are designed to match the specific technical demands of their own operations – as well as those of their suppliers and customers.

This map highlights our presence in global LNG production.

Ras Laffan Mesaieed - Qatar
MS5002 Turbo units for LNG



Global LNG production capacity in MTPY



Global reach, local expertise



NG Tr4 – Trinidad & Tobago
MS5002 Turbo units for LNG



Oman LNG 1-2-3 - Oman
MS6001 + MS7001 Turbo units for LNG with
PowerGen units



Qatargas 1 - Qatar
MS7001 Turbo units for LNG

Experience-based solutions for any LNG process

The main refrigerant compression train is the core of the liquefaction process and its specific configuration is based on the licensed process adopted.

The most common processes are:

- APCI processes (APCI C3/MR™ Split MR™, APCI AP-X™),
- Phillips Optimized Cascade process (COP™),
- Linde Mixed Fluid Cascade process (MFCT™),
- Axens Liquefin™ process,
- Shell process: Double Mixed Refrigerant (DMR™) and Parallel Mixed Refrigerant (PMR™)

Very few LNG turbomachinery suppliers are familiar with more than one, or have the full line of rotating equipment required to serve them.

GE Oil & Gas has supplied compression trains for all of these LNG processes. Our technological versatility, breadth of experience and single-source approach gives our customers the significant advantage of a one-stop solution – for maximum efficiency in every aspect of reliable plant operation. The equipment and services we offer are individually designed and manufactured for the customer's specific process and plant configuration.

Technology selection starts at an early stage in the life of an LNG project and is typically addressed during the engineering feasibility study. We design and manufacture all the core equipment for the main refrigerant compression train and have comprehensive in-house system capabilities for design, manufacturing, testing, installation, start-up, commissioning, maintenance, plant integration and uprating.

Our full line of equipment and services includes:

- axial compressors
- centrifugal compressors
- gas turbines for mechanical drive application
- gas turbines for power generation
- steam turbines
- control systems
- air coolers/heat exchangers
- turboexpanders
- installation, commissioning and start-up supervision
- lifecycle services



Integrated solutions for optimized performance & reliability

The right equipment for every refrigeration cycle

Propane

This service is usually provided by one or two compressor casings, each driven by a gas or steam turbine. Due to the unique characteristics of propane as a refrigerant, this duty (along with natural gas re-injection) is the most demanding application for industrial turbomachinery. Low temperatures and a high molecular weight, combined with side streams of significant capacity, require extremely precise fluid dynamic design of the gas path and careful attention to rotor dynamics.

3MCL 1004 propane centrifugal compressors
driven by MS 6001 B gas turbine (Bintulu plant)



Mixed Refrigerant

These machines must handle large capacities at low operating temperatures and, therefore, require many technical manufacturing and assembly solutions to ensure smooth operation. The use of axial compressors provides efficiency and operational advantages for large plants – a solution we introduced to the industry at the Bintulu plant. Careful design of rotor and stator blading, accurate analysis of start-up procedures and precise evaluation of off-design operating conditions were key to the successful implementation.

Mixed refrigerant train AN 200 axial compressor
and 2BCL 806 centrifugal compressor driven by
gas turbine MS 7001 E-A (Bintulu plant)



Ethylene

This service is usually met by one compressor casing driven by a gas or steam turbine. Particular attention must be paid to rotor dynamics, due to the high pressure ratio and large number of impellers generally associated with this type of refrigerant.

Ethylene compressor



Methane

The compressor is required to develop a very high pressure ratio which is generally obtained with a three-casing train. The first and the second are horizontally split for easier maintenance while the third is a barrel-type compressor. These machines generally operate without unusual challenges other than those normally associated with running trains of several large units.

2MCL centrifugal compressor (Trinidad plant)



Compressors

GE's Oil & Gas business designs and manufactures a complete range of centrifugal compressors for all major applications in the industry.

Specific requirements are met by custom configuring each compressor using standardized (i.e., prequalified) advanced technology components proven over a wide range of process conditions. Our portfolio includes reliable, high-performance centrifugal and axial compressors including large machines for Propane, Mixed Refrigerant and other refrigerant gases required by any LNG process.

GE always adapts materials to specific process requirements. Extensive experience in corrosive applications enables us to select materials that will withstand the various forms of corrosion present with sour or acid gas.

Horizontally-split compressors (MCL)

MCL compressors are designed in several sizes and pressure ratings to cover a variety of applications. They are used primarily for low and medium pressure applications such as LNG processes and ethylene refrigeration. The compressor casing and diaphragms are either cast iron, cast steel or fabricated. Impellers and diffusers are selected from a wide range of standard stages according to the application and desired performance. Radial and thrust

bearings are of the tilting-pad type. Shaft-end seals are mainly dry-gas seals but can be oil-film seals where required. Inter-stage leakages are controlled by labyrinth (static or rotating) or abradable seals.

Double flow models (DMCL)

These compressors are used for very high flows. GE's solution allows the casing size and speed to remain within an acceptable range for coupling to the compressor, drivers and/or other compressor casings. Different washing options are available as required.

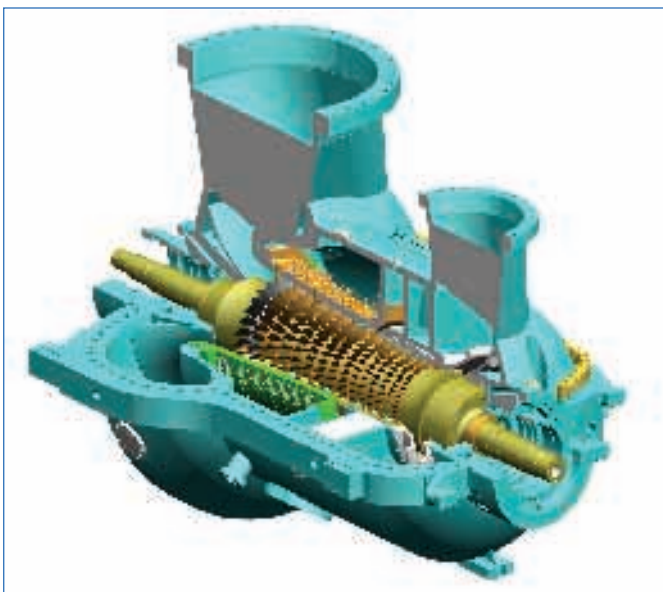
Back to back models (2MCL)

These are used when intermediate cooling is required or when a process calls for two separate compression stages. They have the same general features as the MCL, but with two compression stages in a back-to-back arrangement.

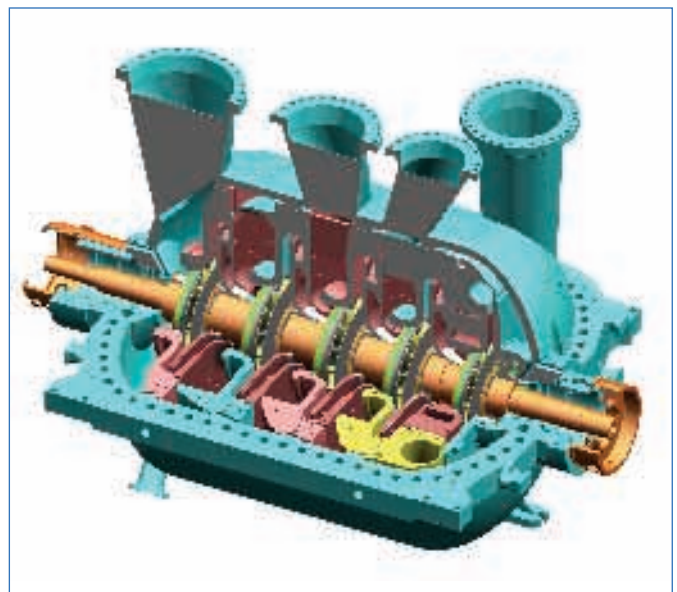
In line multi-stage models (3MCL)

Additional side stream nozzles can be provided with the 3MCL model for special requirements such as in refrigeration applications, particularly for propane in LNG plants. All connections can be oriented upward or downward to meet plant layout needs.

Large operating envelope



AN250 Axial compressor



3MCL – Horizontally split compressor

Vertically-split barrel compressors (BCL)

These are designed to cover a wide range of applications and pressures including hydrogen mixtures, hazardous gases, and high pressure. Casings can be rolled steel or forged with one or two end covers, bolted or secured by shear rings. For improved performance, diaphragms are 100% machined when practical. Radial and thrust bearings are of the tilting-pad type, and optional active magnetic bearings are available. End seals are of the dry-gas type, with other sealing solutions available as required. In addition to conventional labyrinths, inter-stage seals can be abradable or honeycomb to optimize the machine's overall performance. In-line, back-to-back or double-flow configurations are also available. GE always adapts materials to specific process requirements. Extensive experience in corrosive applications enables us to select materials that will withstand the various forms of corrosion present with sour or acid gas.

Axial compressors (AN)

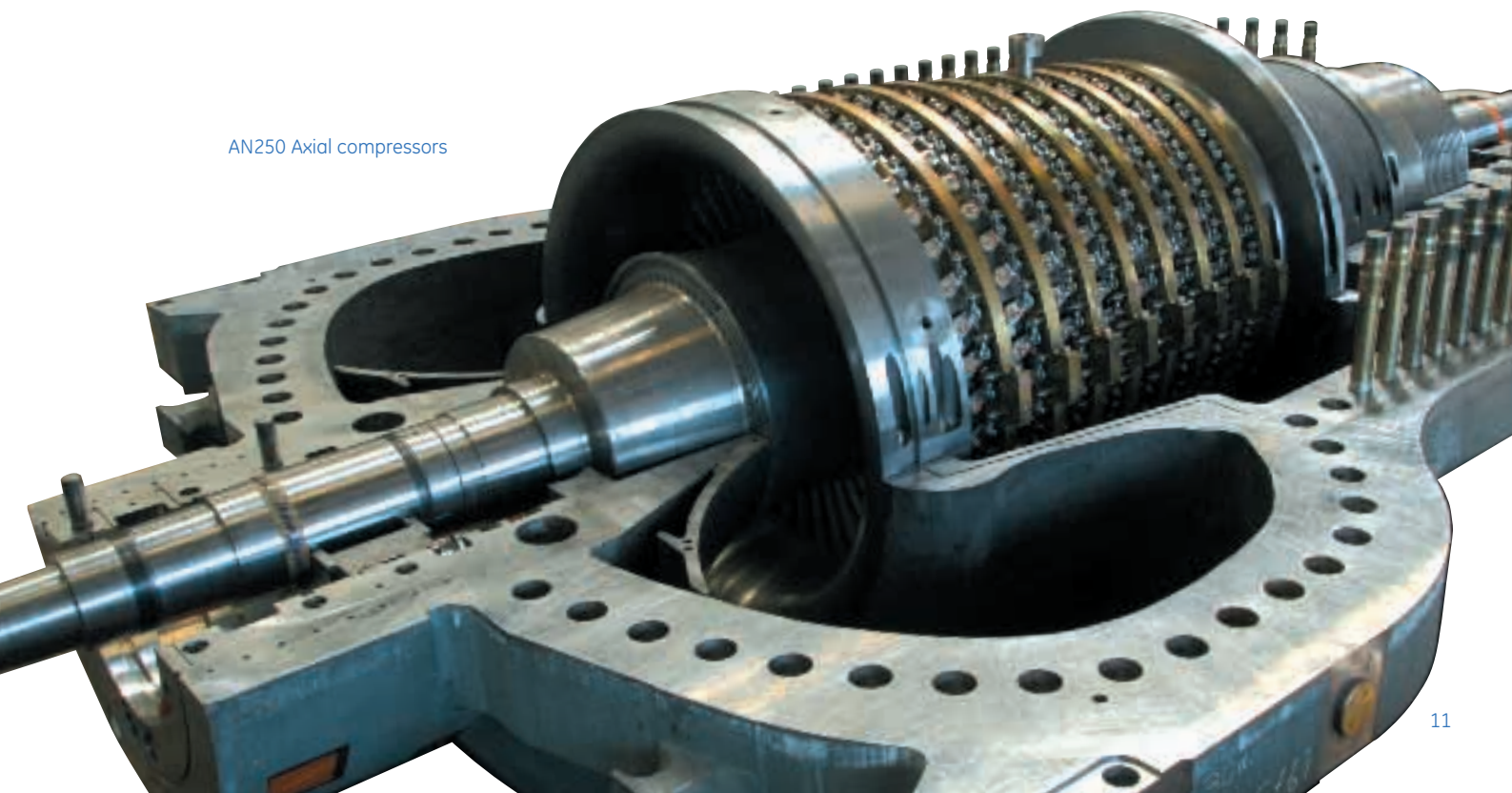
Our axial compressors are designed for high-volume, relatively low-pressure applications and deliver high efficiency over a broad operating range. An external fabricated horizontally split casing holds an inner stator blade carrier. The first stator blading rows are adjustable by external devices for better performance control and for broader operability. The number of blade rows is variable to better fit process requirements.

Both rotor and stator blades are robustly designed for optimum aerodynamic and mechanical behavior. The radial and thrust bearings are of the tilting-pad type. Shaft-end seals can be labyrinths with extraction or buffer systems, oil-film seals or dry seals, depending on service requirements.

All connections can be oriented upward or downward to meet plant layout needs.

Efficiency and reliability built into every machine

AN250 Axial compressors



Gas turbines for every mechanical drive and power generation application



PGT25+

The PGT25+ is the ideal choice for a wide range of applications and environments, including mechanical drives, power generation, industrial cogeneration and offshore platforms.

It is designed for a high level of efficiency, availability and ease of maintenance. Its engineering simplicity and advanced materials permit longer overhaul intervals and reduced maintenance costs.

PGT25+	Power Gen	Mech. Drive	PGT25+G4	Power Gen	Mech. Drive
ISO shaft power	30MW	31MW		33MW	34
Speed (rpm)	6,100	6,100		6,100	6,100
Thermal efficiency	39.6%	41.1%		39.6%	41.1%



LM6000

The most fuel-efficient, simple-cycle, two-shaft, high performance gas turbine in the world. Direct drive provides 60,000 shaft horsepower from either end of the low pressure rotor for a wide range of electric power generation and mechanical drive applications in any environment.

High thermal efficiency, low cost, and installation flexibility make it the ideal prime driver for utility peaking, mid-range, and base-load operations, as well as for industrial cogeneration.

The LM6000 was GE's first aeroderivative gas turbine to employ the new Dry Low Emissions (DLE) premixed combustion system. DLE dual fuel, water or steam injection can also be used to achieve low NOx emissions.

LM6000	Power Gen	Mech. Drive
ISO shaft power	43MW	45MW
Speed (rpm)	3,600	3,600
Thermal efficiency	41.3%	42.6%



MS5001

This single shaft turbine, is a compact heavy-duty prime mover designed for long life and ease of operation and maintenance. Capable of burning a wide range of fuels including natural gas, light and heavy distillates, and crude and residual oil. A DLN System is also available.

It is the ideal solution for power generation where low maintenance, reliability and economy of fuel utilization are required.

Low operating and investment costs make it an economically attractive system for load generation, and ideally suited for cogeneration achieving a very high fuel utilization index and considerable fuel savings.

MS5001	Power Gen
ISO shaft power	26.8MW
Speed (rpm)	5,094
Thermal efficiency	28.4%

The right solution for every output, efficiency, availability



MS5002D ("Frame-5D")

Two-shaft, heavy duty gas turbine, specifically designed for high operating efficiency over a wide range of speed and load for mechanical drive applications, shows ease of operation and very high reliability and availability.

High level of flexibility, robustness and over the average thermal efficiency, meeting the requirements of the most common driven equipment as well as the ability to burn a large variety of gaseous and liquid fuels. A DLN Combustion System is also available.

Simple design and extreme robustness to allow complete on site maintenance without the need for specialized tooling or service shop assistance. Its engineering simplicity and advanced materials, enable longer overhaul intervals and reduced maintenance costs.

MS5002D	Mech. Drive
ISO shaft power	32.6MW
Speed (rpm)	4,670
Thermal efficiency	29.4%

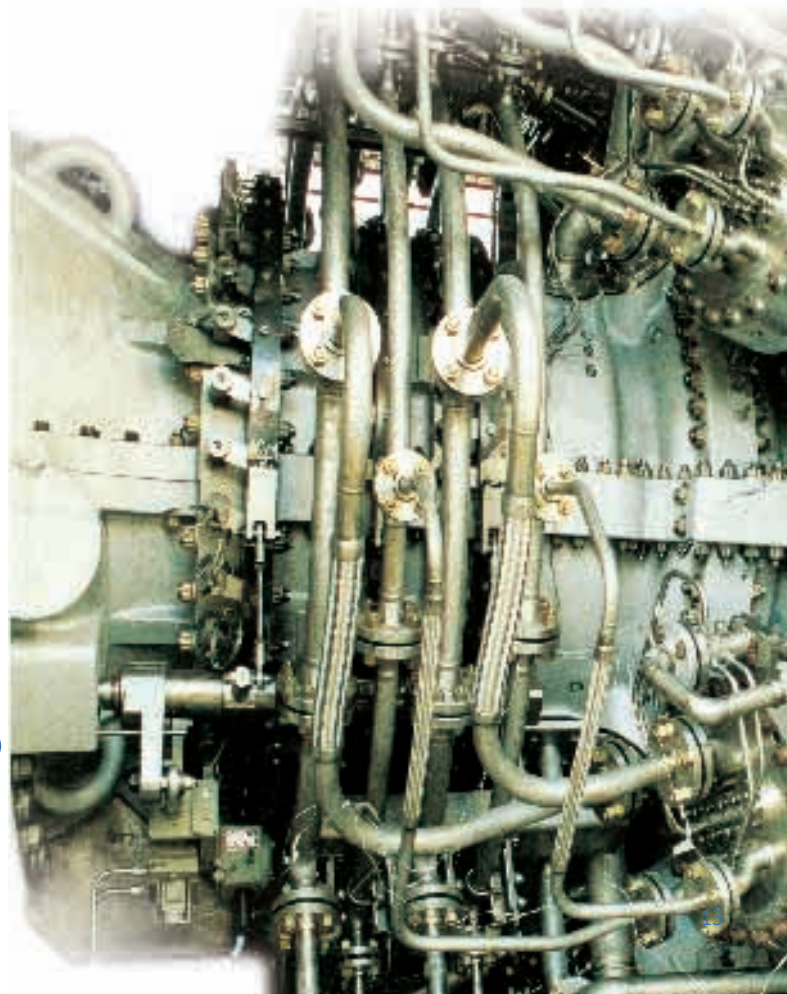


MS5002E ("Frame-5E")

Developed in response to customer demand for a 32MW machine with low environmental impact (achieved through low fuel consumption and reduced emissions) and high availability and reliability. To guarantee high reliability, the MS5002E has a conservative firing temperature. High efficiency achieved through the use of advanced design tools to optimize airfoils, clearances, leakages and the distribution of cooling flows.

The MS5002E reduces NOx emission levels to 25ppm through the use of a dry-low emission combustion system derived from GE's DLN2 combustion technology. The MS5002E is a world-class engineering achievement that provides customers with a reliable, efficient and eco-friendly solution – in both single-and dual-shaft versions to cover power generation and mechanical drive applications.

MS5002E	Power Gen	Mech. Drive
ISO shaft power	31.1MW	32MW
Speed (rpm)	5,714	5,714
Thermal efficiency	35%	36%



ry priority . . .
bility, emissions

Gas turbines for every mechanical drive and power generation application



MS6001B ("Frame-6")

A single shaft, heavy-duty gas turbine with a highly efficient seven-stage axial compressor and ten combustion chambers each with individual fuel nozzles. The machine has a three-stage impulse turbine with air-cooled buckets and stationary nozzles on the first two stages to achieve higher firing temperatures for increased efficiency without compromising hot section component life. Besides LNG applications, the MS6001B is widely used in power generation for base, mid-range and peak-load service.

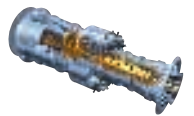
MS6001B	Power Gen	Mech. Drive
ISO shaft power	42.1MW	43.5MW
Speed (rpm)	5,163	5,111
Thermal efficiency	32.1%	33.3%



MS7001EA ("Frame-7")

This unit is a highly reliable, mid-sized package power plant developed specifically for 60 Hz applications. With design emphasis placed on energy efficiency, availability, performance and maintainability, the MS7001EA is a proven example of GE's advanced technological capabilities. Its simplicity and size make it an extremely flexible component in plant layout and an easy, low-cost addition of power when phase capacity expansion is needed. The unit is ideal for plants that require high efficiency and shaft speed for direct coupling to the generator. The MS7001EA is also well known outside LNG, in a wide range of power generation, industrial and cogeneration applications.

MS7001EA	Power Gen	Mech. Drive
ISO shaft power	85.4MW	87.3MW
Speed (rpm)	3,600	3,600
Thermal efficiency	32.7%	33.1%



MS9001E ("Frame-9")

This single-shaft, heavy-duty gas turbine was developed for generator drive service in the 50 Hz market. Its efficiency is approx 33% in simple-cycle mode and over 52% in combined cycle. The MS9001 was designed to burn a variety of liquid and gaseous fuels. Originally introduced in 1978 at 105MW, the MS9001E has incorporated numerous component improvements over the years. This latest model has an output of 126 MW, retains its ability to burn a variety of liquid and gaseous fuels, and provides reliable operation with minimal maintenance at a competitively low installed cost.

Its use in mechanical drive applications represents a breakthrough in the LNG industry allowing up to 8 MTPY production capacity.

MS9001E	Power Gen	Mech. Drive
ISO shaft power	126.1MW	130.1MW
Speed (rpm)	3,000	3,000
Thermal efficiency	33.8%	34.6%

Advanced design, advanced performance



LMS100

The LMS100 is the first inter-cooled gas turbine system developed especially for the power generation industry, utilizing the best of two technologies - heavy-duty frame and aeroderivative gas turbine technologies – delivering 100MW ISO output power. It will deliver 100MW at 46% thermal efficiency, 10% higher than GE's highest simple cycle efficient gas turbine available today. It is specifically designed for cyclic applications providing flexible power for peaking, mid-range and base load.

The LMS100 gas turbine package system is designed for reliable operation, easy access for maintenance and quick installation. The LMS gas turbine system has all the advantages of an aeroderivative gas turbine in achieving low emissions (achieving 25ppm Nox). It can operate at 50Hz and 60Hz operation without a gearbox, reducing system complexity, plot size and cost, while increasing reliability.

- High availability
- Aero modular maintenance
- Low maintenance costs
- Designed for cycling applications (no cost penalty for starts and stops)

LMS100

LMS100 DLE

ISO shaft power

Speed (rpm)

Thermal efficiency

Power Gen

97.7MW

3,000-3,600

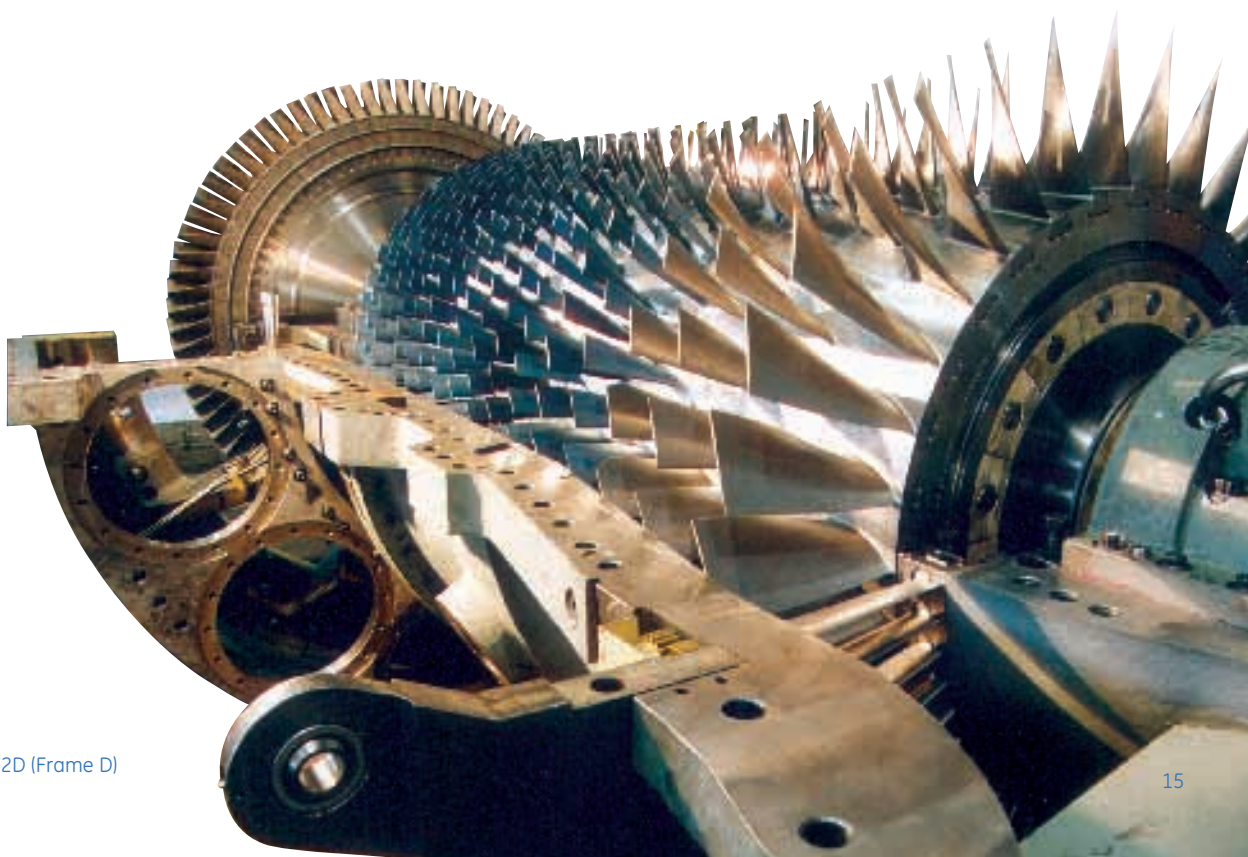
45%

Mech. Drive

99.3MW

3,000-3,600

45.7%



Power generation

GE's Oil & Gas business can supply the complete power station for any liquefaction or regasification facility. Our solutions vary from 'packaged' simple-cycle turbogenerators to complete power-generation islands and waste-heat recovery systems – all available on a turnkey basis. We offer true single-source solutions with the most efficient power supply tailored to every need, thanks to our full line of steam and gas turbine-based configurations.

Our typical project scope includes basic and detailed civil, mechanical, electrical and instrumentation engineering; turbine(s), generator(s), main step-up transformer, fuel system, automation and control; civil and structural system, construction and installation activities.

Gas turbine power generation islands

A single-shaft gas turbine is coupled to the electric generator either directly or through a reduction gear, and the electric power is increased to the required voltage level through a step-up transformer.

Steam turbine power generation islands

A steam turbine is coupled directly to the electric generator and the electric power is increased to the required voltage level through a step-up transformer.

Power generation & waste heat recovery systems

A closed steam cycle is the typical configuration for a waste heat recovery system for power generation, and for steam production for process applications or heating. In addition to power production, heat recovery is also used to produce steam for various applications in the LNG plant. The required boiler and auxiliaries are added to the typical simple-cycle scope.

Auxiliary equipment

We offer a complete portfolio of auxiliary equipment including reciprocating compressors, steam turbines, turboexpanders, air coolers, pumps, valves and more. Design and manufacturing is tailored to each plant's specific process requirements. All engineering, manufacturing and testing is carried out at our facilities for optimum quality control.

Reciprocating compressors

incorporating the latest technologies and improvements built on GE's decades of specialized experience – including a world-class record in hydrogen makeup compressors which are particularly useful for LNG product upgrading units. Air coolers and air-cooled steam condensers with flat and A-frame, forced and induced draft configurations used widely in process plants. Pre-assembly and site-assembly options are available.

Turboexpanders

designed for applications such as energy recovery and hydrogen purification in plants operating at any process conditions.

Centrifugal pumps

designed for high pressure, heavy-duty service and special applications such as hydro cracking in the product upgrading section.

Valves

including both safety and control valves for conventional and heavy-duty service, and for special applications such as turbine bypass and compressor antisurge.

Power and process heat for LNG ... from production to regasification



Maximum control

Mark VI control panel

GE's Mark VI platform, with a heritage of more than 30 years of successful operation, is the most advanced electronic control system for our turbines.

It is designed with the flexibility to fit the entire range of control scope, from stand-alone core engine control to the complete integrated control, protection and monitoring system for generator and mechanical drive applications. It is also an ideal platform for integrating the balance of plant controls.

Architecture

The Mark VI control system consists of a modular and expandable platform with microprocessor-based modules.

Redundancy

The Triple Modular Redundant (TMR) configuration is based on three redundant control modules – "R", "S" and "T" which are completely separate and independent. Each control module has its own VME power supply, main processor card, communication card, I/O cards and IONet for complete control, protection and monitoring of the gas turbine.

I/O Card

Depending upon the application, two types of standard termination boards can be provided with Mark VI:

- T-type termination boards
- D-type termination boards

Human Machine Interface

The Human Machine Interface (HMI) consists of a PC with a Microsoft Windows NTR operating system supporting client/server capability, CIMPLICITY™ graphics display system, Control System Toolbox with editors for the application software and a unit-specific screen. It can be applied in one of three ways:

- the primary operator interface for one or multiple units
- a gateway for communication links to other control systems
- a permanent or temporary maintenance and engineering workstation.

All control and protection is resident in the control module, which allows the HMI to be a nonessential component of the control system. The HMI can be reinitialized or replaced while the process is running, with no impact on the control system.

Advanced control for simplicity, safety and productivity



Continuous innovation

Technology is the backbone of the oil and gas industry, and GE is well known for its leading-edge contributions – continually developing new solutions and working collaboratively with customers to improve reliability, increase performance, and reduce operating costs..

When a company comes to GE for solutions to its LNG challenges, it has access to the top professionals and technologies in the industry. And much more – the benefit of an unmatched global research and development network that distills knowledge gained in our aviation, energy, healthcare and transportation businesses.

We believe there is always a smarter way to do just about everything. And, at any given moment, thousands of GE personnel around the world are searching for it.

Aerodynamic design

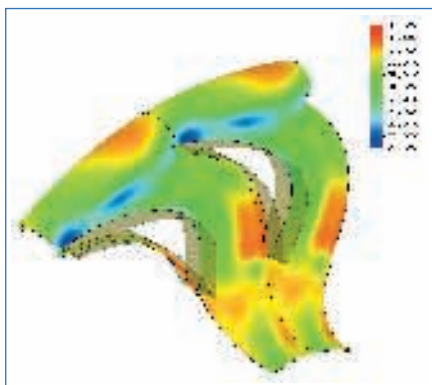
Our compressor design (CFD) processes are developed, validated and calibrated to achieve the best efficiency and performance prediction. Our design capabilities have been proven reliable by years of experience and from a continuous calibration campaign developed by our R&D team. We apply state-of-the-art tools such as specialized 3D design, modeling and simulation programs to optimize component geometry to meet customer requirements with the highest efficiency and flexibility in operation. Results are used to assess and manage the risk of any project, and to share performance predictions with customers.

Structural design

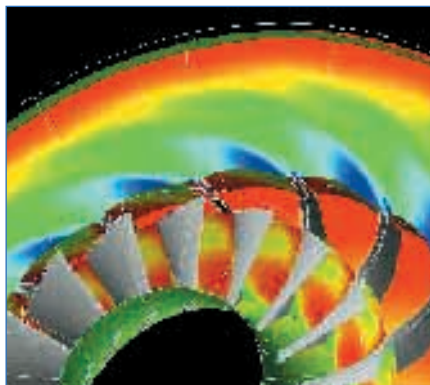
Main compressor components undergo detailed structural analysis to assess stress, distortions and modal frequencies.

We use specialized analysis tools, such as ANSYS™ which are adapted, validated and applied to the verification of casings, diaphragms, impellers, head cover and other components with high stress. The structural analysis guarantees the best mechanical reliability optimizing the shape and thickness of components.

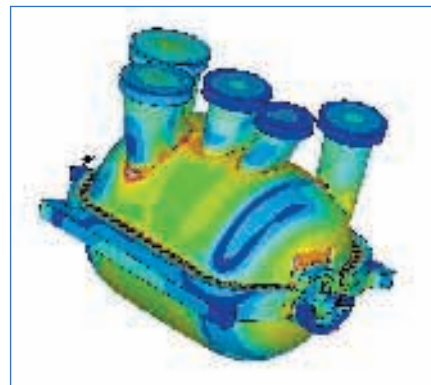
Breaking new ground, always with reliability in mind



Return channel analysis



Stress & modal analysis for 3D impeller



Stress analysis of 3MCL1405 casing for propane compressor

Manufacturing strengths

The production and economic challenges faced by LNG operators are among the most demanding in the entire oil and gas industry. That is why GE has invested significant time and resources to ensure that our design and manufacturing teams rise to the challenge for every project. As a result, our manufacturing capabilities are unrivalled in the industry.

We define quality in customer terms: on-time delivery of machinery that performs as promised, reliably, throughout its life cycle.

Focused on quality

The combination of Lean Manufacturing practices with our Six Sigma quality assurance program has proved its ability to raise our level of responsiveness to customer needs. In the past two years, manufacturing cycle times have been reduced significantly – often by as much as 30 to 50 percent.

On-time delivery

Manufacturing industries typically takes an ‘assembly-line’ approach to project planning – where timelines start with ‘now’ on the left side of a worksheet and end with ‘then’ on the right. Instead, we begin all our manufacturing projects with the date that the customer plans to go live. This right-to-left approach puts us in a position to identify and preplan critical stages as early as the bidding and proposal phase, so by the time an order is confirmed, we have all the processes in place to ensure on-spec, on-time installation.

Results for LNG

GE provides a comprehensive range of LNG machinery solutions – from the world’s largest turbocompression trains to all the pumps, valves and auxiliaries required for installation and commissioning.

No matter what type of LNG plant or where it’s located, every aspect of our manufacturing process is geared to create an exemplary purchase experience. Recent successes include the complete design and manufacture of our 8 MTPY supertrain.

Flange-to-flange testing

After the rotor is fully balanced, we test the core turbine or core compressor unit in isolation, again using in-house equipment and personnel.

Continuous improvement

Process solutions such as Pulsed Manufacturing minimize downtime intervals between production tasks – so that, as workflow progresses, everything is in the right place at the right time. Benefits include reduced cycle time, efficiency, and consistent quality.

Linking engineering and manufacturing

Integration of Computer Aided Design and Computer Aided Manufacturing resources allow us to use advanced modelling to identify defects on-screen rather than on machine. Component fit can be verified in advance, to avoid re-machining and bad fits. Custom packaging procedures can also be determined in advance. Benefits include minimal assembly errors, reduced cycle time and fewer delivery delays.

All our facilities are equipped with advanced manufacturing technologies. We have standardized one-piece impellers across the centrifugal compressor range, for enhanced reliability and reduced maintenance. Additionally, 5-axis machines enable fast, accurate production of complex components.

High-speed balancing technology

We recently constructed a large scale specialized bunker for high speed balancing of centrifugal compressor, steam and gas turbine rotors.

High speed balancing ensures optimal rotor weight configuration adjustments for the actual operating speed. This facility is a key addition to our portfolio of advanced rotor technologies and offers customers even higher quality equipment and greater confidence in their operations.

Some of the bunker’s main features include:

- Low and high speed balancing capability
- Vacuum chamber (0.002 bar)
- AC motor (1 MW)
- Two types of flexible pedestals available



Impeller milling machining



Rotor balancing



High-speed balancing bunker

Proven reliability

Comprehensive testing capabilities

High-quality, reliable equipment is critical to our customers' success – so we make rigorous testing a critical part of our ongoing program of improved performance and reliability. Our fully integrated approach to design, engineering, manufacturing and testing ensures maximum quality control and reduced cycle times – at every stage.

We operate several major testing facilities in key locations around the world, all equipped with advanced infrastructure and software tools, and the highly qualified personnel needed to perform accurate, value-focused testing on our compressors, turbines and related technologies. Our tried and true methods are combined with emerging technologies as we continually invest to develop more efficient procedures and more detailed results.



Full-load string test at GE's Oil & Gas facility in Massa, Italy

Unique full-load string testing up to 130 MW load



LNG full load testing

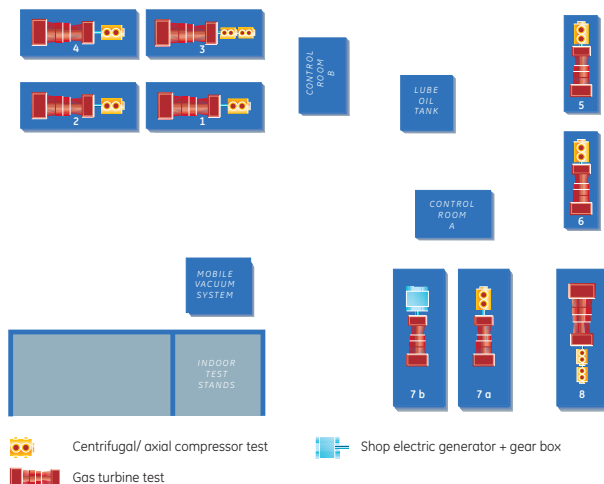
Because reliable performance of all rotating equipment is critical to the liquefaction process, we test all of the machines we supply for LNG applications prior to shipment in order to ensure field performance as specified.

Complete turbocompressors and turbogenerators, including all auxiliary equipment, can be full-load tested in compliance with API, ASME, VDI and ISO international standards at our facilities in Florence and Massa. The Massa plant can even accommodate testing of complete modules which can then be shipped fully assembled because of the site's proximity to the Massa harbor. The test beds are equipped with advanced computer data acquisition systems capable of collecting and computing thermodynamic and mechanical data in real time.

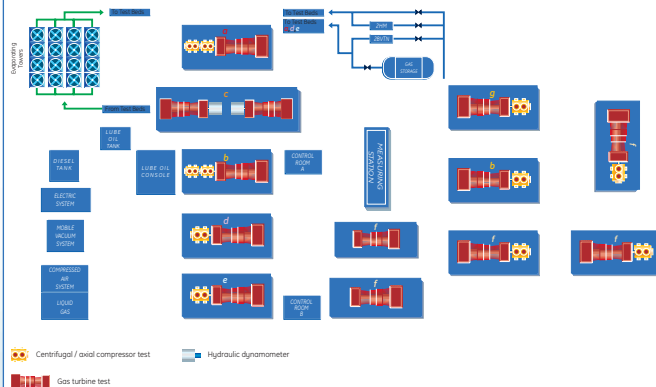
Test facilities include a high pressure feed system for gas mixtures (inert and flammable gases), a gas chromatograph for gas analysis, a 60 Hz generator, low and high pressure gas coolers, and steam and lube oil supply. The cooling towers allow closed-loop tests up to 130 MW.

On request, GE can also perform on-site tests of a customer's complete plant.

FLORENCE PLANT Outdoor string and load test stands



MASSA PLANT Outdoor stands for gas turbine tests and turbogroup full load tests



Global Services

Our Global Services teams provide a complete spectrum of services for LNG plants from installation to maintenance, refurbishments and uprates. We support the entire product value chain from the world's largest gas turbines and compressors to pumps and valves, for both our own and multi-vendor equipment.

Global presence

Our aim is to help all our customers get full value from their investment in our equipment and solutions. Wherever your LNG operation is located, and whatever conditions it is subject to, GE support is always close at hand. We have established repair facilities in strategic locations around the world to provide first-class technical support and reduce project cycle times. These service centers are equipped with the latest tools, plus skilled and experienced technical advisors.

Asset enhancement

All of the technologies included on our new equipment are available for retrofit and upgrade applications on installed gas turbines and compressors when you need higher performance to meet new challenges. Our asset enhancement services help customers increase plant efficiency, improve economic performance, reduce emissions and increase the safety of critical machinery.

GE's innovative LNG plant upgrade services maximize production with limited impact on plant layout and without compromising the safety, efficiency or reliability of the existing facility. In one recent debottlenecking project, the production of a single train was improved by 10% and the plant shutdown was reduced to a mere 18 days.

Extendor systems

Extendor™ systems are designed to increase the interval between combustion inspections, improving availability and reducing maintenance costs for the MS5002, MS3002, PGT10 and GE10 gas turbines. For example, in MS5002 gas turbines the standard combustion inspection requirement is every 12,000 hours. This GE value-added solution extends combustion inspection intervals to as much as 24,000 hours..

Maximizing the value of your assets



Compressor uprating

Asset management

Working closely with our customers, GE has developed a range of new services to improve plant performance. We take full responsibility for the ongoing performance and availability of your equipment through Contractual Service Agreements. Gains are achieved in two ways:

- increasing the power of operating LNG turbocompressor trains
- maximizing the total availability of the plant

To improve availability, we have developed a new, patented maintenance methodology that reduces the shut-down period necessary for scheduled maintenance. We have also established strategies for extending the life of components and preventing unexpected failures through remote monitoring and diagnostics.

Modular exchange methodology

GE's Oil and Gas service department has developed a new method of modular replacement, designed to improve the availability of LNG plants by reducing the maintenance shut-down period. Using modular replacement, a major maintenance overhaul for a MS5002D gas turbine lasts only 14 days, a significant improvement over the 23 days necessary for a standard outage.

Contractual Service Agreements

There is a significant trend in the LNG industry towards outsourcing maintenance activities. Cost benefits and the desirability of focusing on core activities are the main reasons for this change. Also driving the trend is the fact that as machinery and systems become larger and more efficient, they also become more sophisticated, demanding specialized skills to keep them operating at peak levels.

A GE Contractual Service Agreement (CSA) is an excellent way of ensuring an agreed level of service to meet the customer's business goals at a fixed annual price. Among the many advantages of a CSA are:

- Guaranteed plant performance
- Fixed maintenance costs
- State-of-the-art technology
- Analysis of any gaps between existing and ideal conditions

Remote monitoring and diagnostics

This service, based on data acquisition and connectivity systems, gathers data from plants and transfers it to the Oil & Gas technical team, headquartered in Florence. Our RM&D services are focused on:

- Highlighting potential or incipient failures using customised diagnostic rules
- Tracking machine performance during plant operation
- Sustaining overall efficiencies and maximizing machinery productivity
- Assisting in machinery troubleshooting – linking the plant machinery with the original equipment manufacturer

Guaranteed performance at a predictable cost



Precise execution from order to remittance

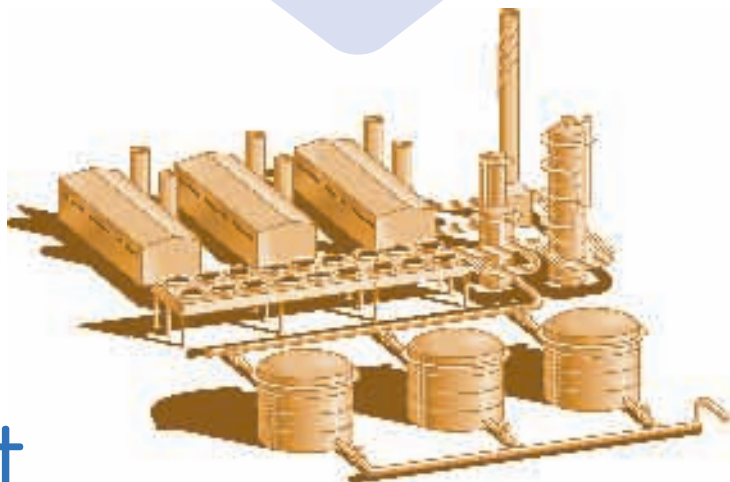
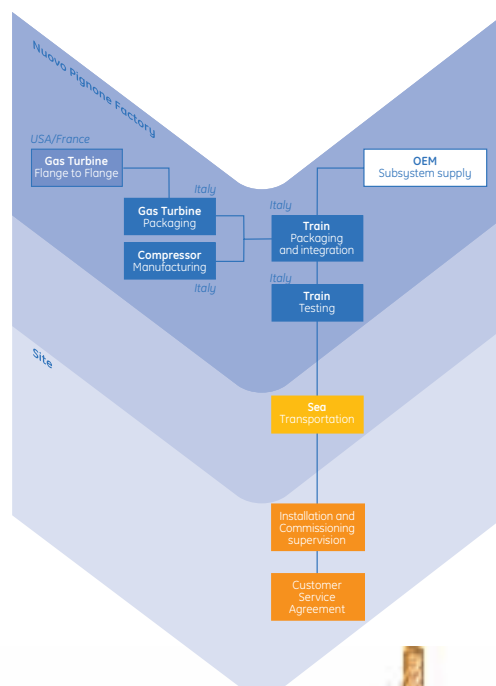
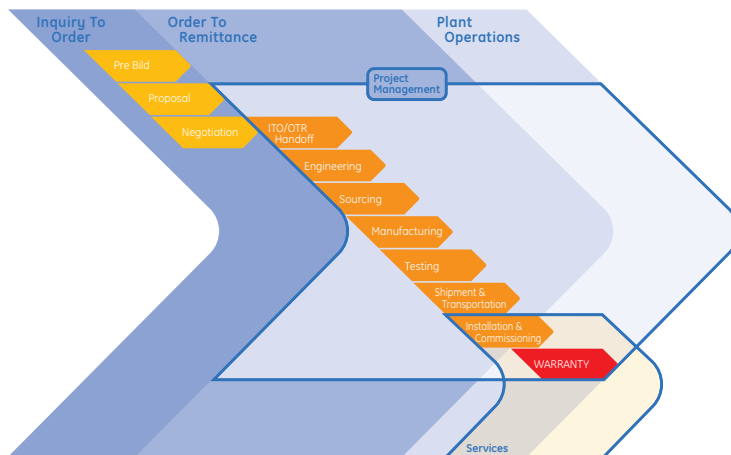
In a fast-paced competitive industry like LNG, success depends on both quality and efficiency. So we continually strive to earn the respect of our customers and the industry as a whole – by developing the most advanced solutions possible. We invest in the new technologies and manufacturing capabilities, as well as the dedicated and qualified professionals to transform successful designs on paper into successful applications in the real world. Customers depend on our reliability and integrity – characteristics that add true value to their LNG operations.

Single-source responsibility

Our objective is to provide the most efficient and reliable execution of each LNG project we undertake, from initial concept to plant start-up. More than just offering a list of services under one roof, we take a proactive, responsible approach to every development along the way – from project management, engineering, installation and startup, to CSAs, warranty and guarantees.

Our customers can rest assured that the best possible technologies and planning are going into their projects and that detailed information is being kept on the progress of the project. To that end, we maintain constant contact with the client through a coordinated system of communications:

- Customised approaches
- Monthly reports
- Shared “lesson learned” registry
- Execution status updates
- Dedicated checklists
- Integrated planning



Project management excellence ... single point of contact

Training

High-quality training is essential for improving the skills of operating and maintenance personnel, and ensuring safe operation and superior equipment efficiency and availability.

GE provides training for the operation and maintenance of our complete line of machinery and equipment. Our instructors are field-seasoned experts who combine their understanding of theory with practical experience.

Traditional training tools are augmented with computer-based training and interactive multimedia technology. Courses and technical literature can be provided in a variety of languages and are designed to meet specific customer needs, focusing on the GE equipment installed at their sites.

Training can be delivered either at our Learning Center in Florence, Italy or at the client's site. Over the past two years, we have opened three new Oil & Gas training centers in Brazil, Nigeria and Kazakhstan, to enhance knowledge sharing with customers and contribute to the creation of local talent pools.

Customized training

- Training and course documentation is tailored to the customer's specific needs and equipment
- Held at the Florence Learning Center or On-site at customer facilities
- Available in a variety of languages
- Customized course documentation provided

Multicustomer training

- Students from multiple companies
- Held at the Florence Learning Center
- English language
- Available for many products
- Pre-scheduled

Computer-based training

- Gas Turbine Fundamentals
- Centrifugal Compressor Fundamentals
- Reciprocating Compressor Fundamentals

Florence Learning Center

- 5600 m² of Space
- More than 20 Training Rooms
- Laboratories
- Multimedia Rooms
- Conference Center
- Auditorium Seating for 230 (being completed)
- Speedtronic Mark V & Mark VI Simulators
- Bently Nevada Simulators

Tailored training around the world



Performance specifications – gas turbines

Mechanical Drive (ISO conditions – natural gas – shaft output)

Model	ISO Rated Power		Heat Rate		Effic. %	Pressure Ratio	Exhaust Flow		Turbine Speed RPM	Exhaust Temperature	
	kw	shp	kJ/kWh	btu/shph			kg/sec	lbs/sec		°C	°F
PGT25+	31,364	42,060	8,754	6,189	41.1	21.6	84.3	185.8	6,100	500	931
LM6000	43,679	58,575	8,600	6,080	41.9	27.9	126.5	280.0	3,600	455	853
MS5002C	28,340	38,005	12,470	8,816	28.8	8.8	123.4	274.1	4,670	517	963
MS5002E	32,000	42,913	10,000	7,070	36.0	17.0	102.0	225.0	5,714	511	952
MS5002D	32,580	43,690	12,239	8,653	29.4	10.8	141.0	311.7	4,670	509	948
MS6001B	43,530	58,380	10,825	7,653	33.3	12.0	140.0	309.0	5,111	544	1,011
MS7001EA	87,300	117,071	10,870	7,685	33.1	12.7	302.0	665.8	3,600	535	995
MS9001E	130,100	174,467	10,400	7,353	34.6	12.6	421.0	928.0	3,000	540	1,004
LMS100	99,300	133,160	7,875	5,572	45.7	40.0	205.6	453.0	3,000-3,600	417	783

Generator Drive (ISO conditions – natural gas – electrical generator terminals)

Model	ISO Rated Power		Heat Rate kJ/kWh	Effic. %	Pressure Ratio	Exhaust Flow		Turbine Speed RPM	Exhaust Temperature	
	kw					kg/sec	lbs/sec		°C	°F
PGT25+	30,226		9,084	39.6	21.6	84.3	185.9	6,100	500	931
LM6000	42,703		8,770	41.0	27.9	125.8	288.8	3,600	452	840
MS5001	26,830		12,687	28.4	10.5	125.2	276.1	5,094	483	901
MS5002E	31,100		10,285	35.0	17.0	102.0	225.0	5,714	511	952
MS6001B	42,100		11,230	32.1	12.2	141.1	311.0	5,163	548	1,026
MS7001EA	85,400		10,990	32.7	12.6	292.0	643.0	3,600	537	998
MS9001E	126,100		10,650	33.8	12.6	416.0	921.0	3,000	543	1,009
LMS100	97,718		8,000	45.0	40.0	205.6	453.0	3,000 -3,600	417	783

Performance specifications – compressors

Centrifugal Compressors with Side Streams Horizontally-split casing

Model	RPM	Flow	Impeller #	Side Streams or Extraction	Max Power	Discharge Pressure	LNG Duty
3MCL800	3,500-7,000	30,000-70,000	2-8	1-3	20	60	Propane Precooling
3MCL1000	2,800-5,500	50,000-150,000	2-8	1-3	40	45	Propane Precooling
3MCL1400	2,500-4,500	100,000-250,000	2-8	1-3	75	37	Propane Precooling
3MCL1800	2,200-3,600	200,000-380,000	2-6	1-3	120	30	Propane Precooling

Straight-through Centrifugal Compressors Horizontally-split casing

Model	RPM	Flow	Impeller #	# of Sections	Max Power	Discharge Pressure	LNG Duty
MCL300	3,500-7,000	30,000-70,000	1-8	1	20	60	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
MCL1000	2,800-5,500	50,000-150,000	1-8	1	40	45	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
MCL1400	2,500-4,500	100,000-250,000	1-8	1	75	37	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
MCL1800	2,200-3,600	200,000-380,000	1-6	1	120	30	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene

Back to Back Centrifugal Compressors Horizontally-split casing

Model	RPM	Flow	Impeller #	# of Sections	Max Power	Discharge Pressure	LNG Duty
2MCL800	3,500-7,000	30,000-70,000	2-8	2	20	60	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
2MCL1000	2,800-5,500	50,000-150,000	2-8	2	40	45	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
2MCL1400	2,500-4,500	100,000-250,000	2-8	2	75	37	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
2MCL1800	2,200-3,600	200,000-380,000	2-6	2	120	30	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene

Double-flow Centrifugal Compressors Horizontally-split casing

Model	RPM	Flow	Impeller #	# of Sections	Max Power	Discharge Pressure	LNG Duty
DMCL800	3,500-7,000	60,000-150,000	2-8	2	20	60	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
DMCL1000	2,800-5,500	100,000-200,000	2-8	2	40	45	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
DMCL1400	2,500-4,500	150,000-300,000	2-8	2	75	37	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
DMCL1800	2,200-3,600	250,000-500,000	2-8	2	120	30	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene

Centrifugal Compressors with Side Streams Barrel casing

Model	RPM	Flow	Impeller #	# of Sections	Max Power	Discharge Pressure	LNG Duty
3BCL600	4,500-9,000	20,000-55,000	2-8	1-3	20	120	Propane, Precooling, Methane
3BCL800	3,500-7,000	30,000-70,000	2-8	1-3	20	100	Propane, Precooling, Methane
3BCL1000	2,800-5,500	50,000-150,000	2-8	1-3	40	80	Propane, Precooling, Methane
3BCL1400	2,500-4,500	100,000-250,000	2-8	1-3	75	70	Propane, Precooling, Methane

Straight-through Centrifugal Compressors Barrel casing

Model	RPM	Flow	Impeller #	# of Sections	Max Power	Discharge Pressure	LNG Duty
BCL600	4,500-9,000	20,000-55,000	1-8	1	20	120	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
BCL800	3,500-7,000	30,000-70,000	1-8	1	20	100	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
BCL1000	2,800-5,500	50,000-150,000	1-8	1	40	80	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
BCL1400	2,500-4,500	100,000-250,000	1-8	1	70	70	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene

Back to Back Centrifugal Compressors Horizontally-split casing

Model	RPM	Flow	Impeller #	# of Sections	Max Power	Discharge Pressure	LNG Duty
2BCL600	4,500-9,000	20,000-55,000	2-8	2	20	120	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
2BCL800	3,500-7,000	30,000-70,000	2-8	2	20	60	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
2BCL1000	2,800-5,500	50,000-150,000	2-8	2	40	45	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
2BCL1400	2,500-4,500	100,000-250,000	2-8	2	70	37	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene

Straight-through Centrifugal Compressors Horizontally-split casing

Model	RPM	Flow	Impeller #	# of Sections	Max Power	Discharge Pressure	LNG Duty
2BCL600	4,500-9,000	20,000-55,000	2-8	2	20	120	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
2BCL800	3,500-7,000	30,000-70,000	2-8	2	20	60	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
2BCL1000	2,800-5,500	50,000-150,000	2-8	2	40	45	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene
2BCL1400	2,500-4,500	100,000-250,000	2-8	2	75	37	Methane, Subcooling, Mixed Refrigerant, Liquefaction, Ethylene

Straight-through Axial Compressors Horizontally-split casing

Model	RPM	Flow	Impeller #	# of Sections	Max Power	Discharge Pressure	LNG Duty
AN200	3,600	150,000-240,000	14-15	3-6	60	24	Mixed Refrigerant
AN250	3,600	170,000-280,000	14-15	3-6	70	24	Mixed Refrigerant
AN300	3,600	190,000-310,000	14-15	3-6	80	24	Mixed Refrigerant
AN400	3,000	215,000-345,000	14-15	3-6	90	23	Mixed Refrigerant
AN450	3,000	245,000-400,000	14-15	3-6	100	23	Mixed Refrigerant
AN500	3,000	250,000-440,000	14-15	3-6	115	23	Mixed Refrigerant

Nuovo Pignone S.p.A.

Via Felice Matteucci, 2

50127 Florence, Italy

T +39 055 423 211

F +39 055 423 2800

www.ge.com/oilandgas

The information contained herein is general in nature and is not intended for specific construction, installation or application purposes. GE reserves the right to make changes in specifications or add improvements at any time without notice or obligation.

©2006 General Electric Company

All Rights Reserved



imagination at work

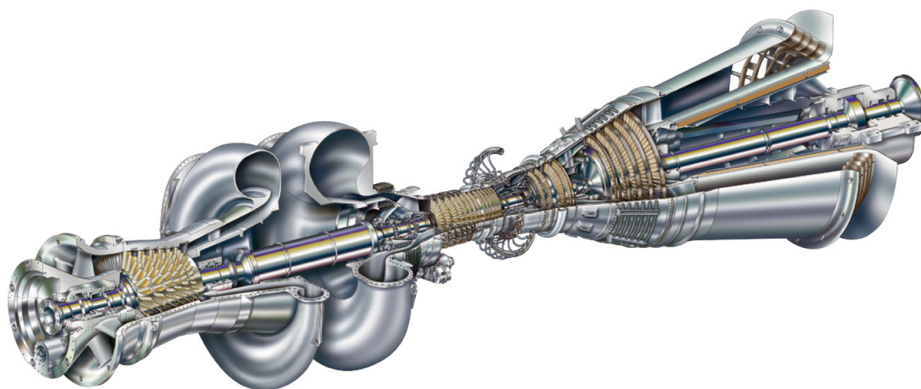


LMS100* gas turbine (50 Hz)

Technology

The LMS100 is an intercooled gas turbine system, developed from GE frame and aeroderivative gas turbine technologies, with simple cycle thermal efficiencies of up to 44%.

- **Peaking, mid-range and baseload power capabilities of up to 113 MW**
- Unrestricted daily stops and starts
- Modular design for ease of maintenance and high availability
- Fast 10-minute start-up
- High part-power efficiency
- Load following and cycling capabilities



- Fuel flexibility
- Boiler feedwater heating
- Two waste heat sources (exhaust and intercooler)

- Level IV service centers in Houston, Texas
- Comprehensive spare parts support
- Critical repairs available globally
- Spare or lease engine module options
- Rotatable module exchange programs
 - Gas turbine supercore
 - High pressure turbine
 - Intermediate power turbine
 - Combustor
 - Power turbine
 - Low pressure turbine (booster) rotor
- CM&U-upgrade programs
- Remote diagnostic services
- Customer training courses
- Wide variety of contractual or long-term service agreements

Experience

The LMS100 is a new gas turbine based on a combination of proven technologies, derived from the CF6-80E and CF6-80C2 aircraft engines—the predominant engines for the Boeing 747 and 767 wide-body aircraft—and from the frame 6FA gas turbine.

- GE's CF6-80 engines have more than 100 million operating hours in airline service
- GE's F technology units have more than eight million operating hours in power generation service
- End-Users: utilities, municipalities, independent power producers
- Configurations: simple cycle, cogeneration and combined cycle

ISO performance based on natural gas	ISO	ISO
LMS100 (50HZ)	SAC	DLE
Power output (MW)	113.4	102
Heat rate LHV (BTU/kW-hr)	7,898	7,816
Heat rate LHV (kJ/kW-hr)	8,291	8,215
Exhaust flow (kg/sec)	235	224
Exhaust temperature (°C)	414	409
Emissions, NOx @ 15% O ₂ (ppm)	25	25
Power Turbine Speed (rpm)	3,000	3,000
No. of Compressor Stages	20	20
No. of Turbine Stages		
- Intermediate Pressure (IPT)	2	2
- High Pressure (HPT)	2	2
- Power (PT)	5	5

This comprehensive product offering, combined with our commitment to reduce service center and outage turn times, results in substantial life cycle cost savings for the plant owner/operator.

Innovation

GE Power & Water and GE Transportation collaborated—along with three companies from outside of GE—to develop the first modern intercooled gas turbine cycle.

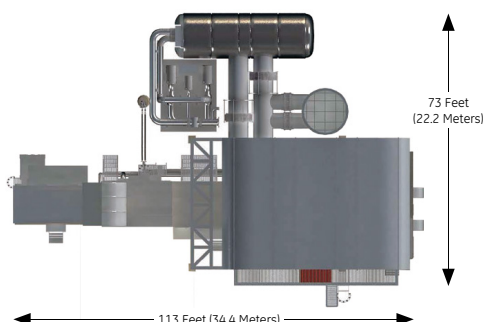
- 100 MW blocks of power
- Cycling capability
- Sustained power capability on hot days

Service

GE Power & Water is the world's largest aeroderivative service provider, with a global network of field service offices and fully equipped service centers. A wide range of products and services are offered for the LMS100 utility and industrial operators, including:

- Customer support 24/7/365
- Global field services capability

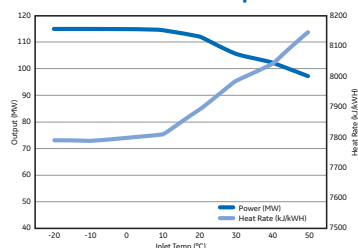
Package Layout



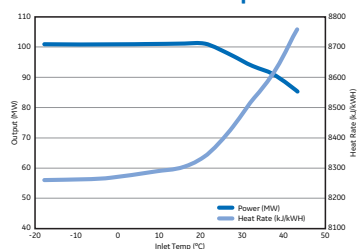


Technology

LMS100 SAC 50 Hz output and heat rate



LMS100 DLE 50 Hz output and heat rate



Standard 50Hz LMS100 Package configurations

Gas Turbine

- **20-stage axial compressor**
 - 6 low pressure stages and 14 high pressure stages
 - Off-engine air-to-water intercooler
 - Horizontal split casing
 - 43:1 compression ratio
 - 235 kg/sec nominal inlet mass flow
- **Annular combustor**
 - 30 gas fuel nozzles, water or steam injection for NO_x control
 - 15 gas fuel nozzles, dry low emission control
- **Two-stage High Pressure (HPT) and Intermediate Pressure Turbine (IPT)**
- **Five-stage aerodynamically coupled Power Turbine (PT)**

Generator

- 11.5 kV, 0.85 PF continuous duty
- 2-pole, 3-phase, brushless exciter
- WPII weather protected
- Voltage regulator/neutral side protection CTs

- NEMA Class F insulation and B temperature rise
- Integrated protection relay panel

Package

- Local control system in weatherproof room
- 24 V and 125 V DC batteries
- 85 dBA near field design
- Static inlet air filters
- Electro-hydraulic start/shutdown system
- Class 1 Div 2 Group D Class electrical system
- Mark* Vle duplex digital control system with a human machine interface (HMI)
- Lube oil system with duplex shell and tube coolers
- Turbine factory tested (static)
- On- and off-line water wash
- One-year parts/service warranty and remote monitoring and diagnostics
- Package familiarization training
- Electronically transmitted drawings
- Startup technical assistance

Optional Equipment (Packaging)

- Water cooled generator (TEWAC)
- High inertia generator
- Power system stabilizer (PSS)
- Synchronous condenser
- Distillate (liquid) fuel system (available only for SAC)
- Dual fuel system (available only for SAC)
- Pulse clean inlet air filter
- Online water wash for LPC
- Water injection for NO_x control – gas or liquid fuel (available only for SAC)
- Dry low emissions (DLE)
- Combustion inlet air heating anti-icing coil – external-heated
- Combustion inlet air heating anti-icing – compressor bleed (available only for SAC)
- Combustion inlet air heating anti-icing – exhaust heat recovery
- Combustion inlet air cooling – evaporative cooling
- Combustion inlet air cooling – chilling coil

- Winterization (for colder climates)
- Duplex shell and tube lube oil coolers
- Secondary discharge CO₂ system
- Duplex integrated generator protection system (IGPS)
- Ni-Cad battery system
- Remote workstation
- Alternative generator lineside and neutral cubicle locations
- Duplex water injection pumps (for NO_x control)
- Combined lineside and breaker cubicle

Optional Equipment (Balance of plant)

- Secondary cooling – water to air (cooling tower)
- Secondary cooling – finned tube to air (heat exchanger)
- Secondary cooling motor control center
- Gas fuel filter/coalescing skid
- Liquid fuel forwarding pump skid
- Liquid fuel filter skid
- Fuel gas compressor system
- Instrument air compressor skid
- Demineralized water filter skid
- Simple cycle exhaust stack
- Exhaust stack expansion joint
- SCR and COR catalyst emissions control systems
- Continuous emissions monitoring system (CEMS)
- CTG package anchor bolts/fixators
- CTG package first fill lubricants
- Power control module (PCM)
- Combustion turbine generator (CTG) motor control center
- Intercooler water pump skid motor control center
- Balance of plant (BOP) motor control center
- Generator step-up (GSU) transformer
- 15 kV rated generator breaker
- Supervisory control system
- Black start diesel generator package
- Black start generator control system
- 240 V DC motor starters



Find your local support online:
www.ge-distributedpower.com

*Trademark of General Electric Company

GE Power & Water's Distributed Power business is a business unit of the General Electric Company. The GE brand, logo, and lumination are trademarks of the General Electric Company. © 2015 General Electric Company. Information provided is subject to change without notice. All values are design or typical values when measured under laboratory conditions.
GEA18631F



LM6000-PF+ gas turbine

with dry low emissions (DLE)
combustor

Technology

The LM6000-PF+ is an aeroderivative gas turbine with DLE combustor and thermal efficiency of 42% at the shaft.

- **Baseload power capabilities of 52–58 MW at ISO**
- **Enhanced SPRINT*** (spray inter-cooling technology) **capability with power up to 58 MW**
- Excellent fast start capability; able to reach maximum power in 10 minutes (5-minute start capable)
- Demonstrated reliability and availability in excess of 99% and 98%, respectively
- Lightweight, modular design—easily maintained and transported
- Proven DLE combustion technology with dual fuel capability to achieve better fuel flexibility and reduce emissions

Experience

The LM6000-PF+ is based on the CF6-80C2 and CF6-80E1, the predominant engines for Boeing 747 and 767, as well as Airbus A300/A310/A330 wide-body aircraft, with more than 4,300 engines delivered and accumulation of more than 220 million hours of operation.

The LM6000-PF+ builds on the successful heritage of the LM6000, with more than 1,200 turbines produced and more than 30 million operating hours as of 2014.

Application flexibility

Power generation:

- Peaking, mid-merit and baseload production demands
- Ideal for simple cycle, combined cycle, and combined heat and power applications



- Ideal for enhancing plants' fuel utilization: Power producers, industrial plants, metallurgical plants, mining, pharmaceuticals, pulp and paper, refineries, food processing, airports, hospitals, and universities

Oil and gas:

For LNG plants and offshore platforms for reliability, lightweight and compact design, high efficiency, with high starting torque and speed flexibility from 50% to 105%.

ISO performance on gaseous methane fuel

LM6000 gas turbine package	PF+	PF+ SPRINT
Power output (MW)	52	58
Heat rate LHV (kJ/kW-hr)	8,656	8,803
Efficiency LHV (%)	41.6	40.9
Exhaust flow (kg/sec)	136	146
Exhaust temperature (°C)	500	486
Emissions (mg/Nm ³ - 15% O ₂)	NO _x	NO _x
Gas	50	50
Liquid	120	120
Power turbine 100% speed (rpm)	3,915	3,915
No. of compressor stages	19	19

Innovation

GE's business continues to drive innovation throughout the entire gas turbine generator package:

- SPRINT: optimal hot day power enhancement

- Super polished compressor airfoils
- DLE dual fuel combustion technology
- Advanced HGP cooling

Service

GE is the world's largest aeroderivative service provider, with a global network of field service offices and fully equipped service centers. A wide range of products and services are offered for the LM6000 industrial, cogeneration, oil and gas operators including:

- Level IV service and overhaul capability in GE's repair service facilities located globally
- Conversions, modifications and upgrades (CM&Us) designed to enhance the efficiency, power output and reliability of the LM6000—examples include SPRINT upgrade, combustor conversions, and remote monitoring and diagnostics (RM&D)
- Spare or lease engine options
- Engine exchange programs
- Rotable hot section and module exchange programs
- Wide variety of contractual or long-term service agreements

This comprehensive product offering, combined with our commitment to reduced service center and outage turn times, results in substantial life cycle cost savings for the plant owner/operator.

LM6000-PF+ package configuration

Gas Turbine

19 stage axial compressor:

- 5 stages low pressure and 14 stages high pressure
- Horizontal split casing
- 33:1 compression ratio
- 134 kg/s nominal inlet mass flow

Triple annular combustor:

- 30 premixer assemblies with 75 gas fuel injection cups

Two-stage high pressure and five-stage low pressure power turbine.

Gearbox

- Horizontal parallel offset, double helical
- High efficiency of 99%
- High service factor 1.2 (API), 2.2 (AGMA)

Generator

- 11.5 kV, 0.8P F for 50 Hz segment
- 13.8 kV, 0.85 PF for 60 Hz segment
- 2-pole, 3-phase, brushless exciter
- IP54 weather protected
- Voltage line/neutral side protection CTs
- Class F insulation and B temperature rise
- Integrated generator protection relay panel
- AOC cooling module

Package

- Auxiliary module
- 80 dBA average near field design
- Electro-hydraulic start system for 10-minute start
- ATEX category 3G, gas group IIA, suitable electrical system where required
- Turbine/generator control system
- GE's Mark* VIe digital control system with human machine interface (HMI)
- Lube oil system with duplex shell and tube coolers
- Turbine factory tested
- On-/off-line water wash
- 1-year parts/service warranty and RM&D
- Package familiarization training
- Electronically transmitted drawings
- Startup technical assistance

Air filtration and ventilation

- Static filtration G4+F8 24" x 14" drawers on Gas Turbine air
- Static filtration G4 24" x 24" drawers on ventilation
- 80 dBA max. at 1 meter (side) off all intake and outlet ducts (including transients)
- Ventilation only with direct-driven fans



19.7m L x 9.9m W x 14.3m H
(excluding exhaust system)

Optional equipment/services

SPRINT power enhancement

Generator options:

- TEWAC, CACA
- Voltages from 10.5 kV to 11.5 kV
- Dual AVR

Fuel system:

- Gas
- Liquid fuel capability

Control system:

- Black start for island operation
- Continuous emission monitoring
- Remote display to control or monitor the unit
- Power and control module
- Motor control center
- Woodward MICRONET+ control system
- SIS for ISO 21789 compliancy
- Battery system with charger (24 VDC, 125 VDC)

Lube oil system:

- Oil/water coolers
- First fill lubricants

Air filtration and ventilation:

- HEPA (E11) filtration on GT intake
- Cartridge filters with or without pulse cleaning
- Static filtration G4+F8 24" x 24" drawers on ventilation

Inlet conditioning for enhanced efficiency:

- Evaporative cooling
- Mechanical chilling/heating/anti-icing
- Heating

Others:

- Winterization packages down to -39°F
- Gas vent silencer



Find your local support online:
www.gepower.com

* Trademarks of General Electric Company

© 2015 General Electric Company. All rights reserved.
GEA31378B (08/2015)

IV. ANEXO D: Flujo de Caja

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión	- 4.500.000.000,00										
Ingresos anuales		\$ 830.313.067,03	\$ 842.767.763,03	\$ 855.409.279,48	\$ 868.240.418,67	\$ 881.264.024,95	\$ 894.482.985,33	\$ 907.900.230,11	\$ 921.518.733,56	\$ 935.341.514,56	\$ 949.371.637,28
Costes anuales		\$ -229.500.000,00	\$ -232.942.500,00	\$ -236.436.637,50	\$ -239.983.187,06	\$ -243.582.934,87	\$ -247.236.678,89	\$ -250.945.229,07	\$ -254.709.407,51	\$ -258.530.048,62	\$ -262.407.999,35
Beneficio bruto		\$ 600.813.067,03	\$ 609.825.263,03	\$ 618.972.641,98	\$ 628.257.231,61	\$ 637.681.090,08	\$ 647.246.306,43	\$ 656.955.001,03	\$ 666.809.326,05	\$ 676.811.465,94	\$ 686.963.637,93
Amortización		\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00
BAIT		\$ 375.813.067,03	\$ 384.825.263,03	\$ 393.972.641,98	\$ 403.257.231,61	\$ 412.681.090,08	\$ 422.246.306,43	\$ 431.955.001,03	\$ 441.809.326,05	\$ 451.811.465,94	\$ 461.963.637,93
Impuesto de sociedades		\$ 93.953.266,76	\$ 96.206.315,76	\$ 98.493.160,49	\$ 100.814.307,90	\$ 103.170.272,52	\$ 105.561.576,61	\$ 107.988.750,26	\$ 110.452.331,51	\$ 112.952.866,48	\$ 115.490.909,48
Flujo de caja	- 4.500.000.000,00	\$ 506.859.800,27	\$ 513.618.947,27	\$ 520.479.481,48	\$ 527.442.923,71	\$ 534.510.817,56	\$ 541.684.729,83	\$ 548.966.250,77	\$ 556.356.994,53	\$ 563.858.599,45	\$ 571.472.728,44
Flujo de caja acumulado	\$ -4.500.000.000,00	\$ -3.993.140.199,73	\$ -3.479.521.252,45	\$ -2.959.041.770,97	\$ -2.431.598.847,26	\$ -1.897.088.029,70	\$ -1.355.403.299,88	\$ -806.437.049,10	\$ -250.080.054,57	\$ 313.778.544,88	\$ 885.251.273,33
Año	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
Inversión											
Ingresos anuales	\$ 963.612.211,84	\$ 978.066.395,02	\$ 992.737.390,94	\$ 1.007.628.451,80	\$ 1.022.742.878,58	\$ 1.038.084.021,76	\$ 1.053.655.282,09	\$ 1.069.460.111,32	\$ 1.085.502.012,99	\$ 1.101.784.543,18	
Costes anuales	\$ -266.344.119,34	\$ -270.339.281,13	\$ -274.394.370,35	\$ -278.510.285,91	\$ -282.687.940,19	\$ -286.928.259,30	\$ -291.232.183,19	\$ -295.600.665,93	\$ -300.034.675,92	\$ -304.535.196,06	
Beneficio bruto	\$ 697.268.092,49	\$ 707.727.113,88	\$ 718.343.020,59	\$ 729.118.165,90	\$ 740.054.938,39	\$ 751.155.762,46	\$ 762.423.098,90	\$ 773.859.445,38	\$ 785.467.337,06	\$ 797.249.347,12	
Amortización	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	\$ -225.000.000,00	
BAIT	\$ 472.268.092,49	\$ 482.727.113,88	\$ 493.343.020,59	\$ 504.118.165,90	\$ 515.054.938,39	\$ 526.155.762,46	\$ 537.423.098,90	\$ 548.859.445,38	\$ 560.467.337,06	\$ 572.249.347,12	
Impuesto de sociedades	\$ 118.067.023,12	\$ 120.681.778,47	\$ 123.335.755,15	\$ 126.029.541,47	\$ 128.763.734,60	\$ 131.538.940,62	\$ 134.355.774,73	\$ 137.214.861,35	\$ 140.116.834,27	\$ 143.062.336,78	
Flujo de caja	\$ 579.201.069,37	\$ 587.045.335,41	\$ 595.007.265,44	\$ 603.088.624,42	\$ 611.291.203,79	\$ 619.616.821,85	\$ 628.067.324,18	\$ 636.644.584,04	\$ 645.350.502,80	\$ 654.187.010,34	
Flujo de caja acumulado	\$ 1.464.452.342,70	\$ 2.051.497.678,11	\$ 2.646.504.943,55	\$ 3.249.593.567,97	\$ 3.860.884.771,77	\$ 4.480.501.593,61	\$ 5.108.568.917,79	\$ 5.745.213.501,83	\$ 6.390.564.004,62	\$ 7.044.751.014,96	



POLITÉCNICA

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIEROS INDUSTRIALES
UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE MADRID

José Gutiérrez Abascal, 2. 28006 Madrid
Tel.: 91 336 3060
info.industriales@upm.es

www.industriales.upm.es